



**FINAL PROJECT – TK141581**

**ISOTHERMAL VAPOR-LIQUID EQUILIBRIUM  
MEASUREMENT FOR TERNARY SYSTEM OF n-  
HEPTANE + 1-BUTANOL + DIETHYL CARBONATE AND  
ISOOCTANE + 1-BUTANOL + DIETHYL CARBONATE AT  
TEMPERATURE 303.15-323.15 K.**

**Written By :**

**CLAUDYA PUTRI DELLIAWAN**

**NRP 0221144000061**

**PRADHANA HADYAN WIWEKO**

**NRP 02211440000141**

**Advisor :**

**Prof. Dr. Ir. Gede Wibawa, M.Eng**

**NIP. 1963 01 22 1987 01 1001**

**Rizky Tetrisyanda, S.T ., M.T**

**NIP. 1991 01 10 2015 04 2002**

**DEPARTMENT OF CHEMICAL ENGINEERING  
FACULTY OF INDUSTRIAL TECHNOLOGY  
INSTITUT TEKNOLOGI SEPULUH NOPEMBER  
SURABAYA  
2018**



**SKRIPSI – TK141581**

**PENGUKURAN KESETIMBANGAN UAP-CAIR SISTEM  
TERNER ISOTERMAL  $n$ -HEPTANA + 1-BUTANOL +  
DIETIL KARBONAT DAN ISOOKTANA + 1-BUTANOL +  
DIETIL KARBONAT PADA TEMPERATUR 303.15-323.15  
K.**

**Oleh :**

**CLAUDYA PUTRI DELLIWAN**

**NRP 0221144000061**

**PRADHANA HADYAN WIWEKO**

**NRP 02211440000141**

**Dosen Pembimbing**

**Prof. Dr. Ir. Gede Wibawa, M.Eng**

**NIP. 1963 01 22 1987 01 1001**

**Rizky Tetrisyanda, S.T ., M.T**

**NIP. 1991 01 10 2015 04 2002**

**DEPARTEMEN TEKNIK KIMIA**

**FAKULTAS TEKNOLOGI INDUSTRI**

**INSTITUT TEKNOLOGI SEPULUH NOPEMBER**

**SURABAYA**

**2018**



# LEMBAR PENGESAHAN

## PENGUKURAN KESETIMBANGAN UAP-CAIR SISTEM TERNER ISOTERMAL *n*-HEPTANA + 1-BUTANOL + DIETIL KARBONAT DAN ISOOKTANA + 1-BUTANOL + DIETIL KARBONAT PADA TEMPERATUR 303.15-323.15 K.

Diajukan untuk memenuhi salah satu syarat memperoleh gelar  
Sarjana Teknik Kimia pada Program Studi S-1  
Departemen Teknik Kimia Fakultas Teknologi Industri  
Institut Teknologi Sepuluh Nopember Surabaya

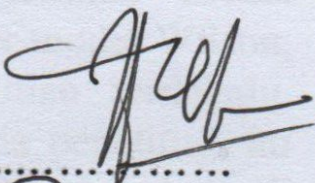

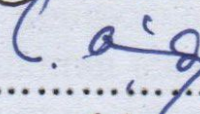

Oleh:

Claudia Putri Delliawan  
Pradhana Hadyan Wiweko

02211440000061  
02211440000141

Disetujui Oleh Tim Penguji Tugas Akhir :

1. Prof. Dr. Ir. Gede Wibawa, M.Eng.  
(Pembimbing I)
2. Rizky Tetrisyanda, S.T., M.T.  
(Pembimbing II)
3. Prof. Dr. Ir. Kuswandi, DEA  
(Penguji I)
4. Annas Wiguno, S.T., M.T.  
(Penguji II)

  
.....  
  
.....  
  
.....  
  
.....

SURABAYA  
JULI 2018





**PENGUKURAN KESETIMBANGAN UAP-CAIR SISTEM  
TERNER ISOTERMAL n-HEPTANA + 1-BUTANOL +  
DIETIL KARBONAT DAN ISOOKTANA + 1-BUTANOL +  
DIETIL KARBONAT PADA TEMPERATUR 303.15 –  
323.15 K**

Nama Mahasiswa 1	: Claudya Putri Delliawan
NRP	: 02211440000061
Nama Mahasiswa 2	: Pradhana Hadyan Wiweko
NRP	: 02211440000141
Dosen Pembimbing	: Prof. Dr. Ir. Gede Wibawa, M.Eng Rizky Tetrisyanda, S.T ., M.T

**ABSTRAK**

Penelitian ini bertujuan untuk memperoleh data kesetimbangan uap-cair (VLE) sistem terner isotermal n-heptana/isooktana + 1-butanol + dietil karbonat pada temperatur 303.15 – 323.15 K yang akurat. Data eksperimen yang diperoleh dibandingkan dengan hasil prediksi menggunakan model UNIFAC, serta diprediksi dengan parameter biner model Wilson, NRTL, dan UNIQUAC dari penelitian-penelitian terdahulu. Peralatan eksperimen yang akan digunakan pada penelitian ini adalah ebuliometer sederhana yang telah dikembangkan di Laboratorium Termodinamika Teknik Kimia ITS. Eksperimen diawali dengan mengukur tekanan uap murni komponen n-heptana dan isooktana. Kemudian dilakukan pengukuran tekanan uap campuran terner dua sistem. Data eksperimen untuk sistem n-heptana + 1-butanol + dietil karbonat yang dikorelasikan dengan model Wilson, NRTL, UNIQUAC, serta prediksi menggunakan model UNIFAC memberikan AAD berturut-turut sebesar 3,21%, 2,90%, 2,92%, dan 1,31%. Untuk sistem isooktana + 1-butanol + dietil karbonat memberikan AAD berturut-turut sebesar 3,47%, 3,05%, 2,92%, dan 1,21%. Perbandingan data eksperimen dengan prediksi model UNIFAC memberikan AAD terkecil, sehingga

prediksi dengan model UNIFAC akurat pada sistem terner tersebut.

**Kata Kunci:** Kesetimbangan Uap-Cair; n-Heptana; Isooktana; 1-Butanol; Dietil Karbonat; Wilson; NRTL; UNIQUAC; UNIFAC.

**ISOTHERMAL VAPOR-LIQUID EQUILIBRIUM  
MEASUREMENT FOR TERNARY SYSTEMS OF n-  
HEPTANE + 1-BUTANOL + DIETHYL CARBONATE AND  
ISOOCTANE + 1-BUTANOL + DIETHYL CARBONATE  
AT TEMPERATURE 303.15-323.15 K.**

1 <sup>st</sup> Student Name	: Claudya Putri Delliawan
NRP	: 02211440000061
2 <sup>nd</sup> Student Name	: Pradhana Hadyan Wiweko
NRP	: 02211440000141
Advisor	: Prof. Dr. Ir. Gede Wibawa, M.Eng Rizky Tetrisyanda, S.T ., M.T

**ABSTRACT**

The objective of this research is to measure isothermal vapor-liquid equilibrium (VLE) data for ternary systems of n-heptane + 1-butanol + diethyl carbonate and isooctane + 1-butanol + diethyl carbonate at temperature 303.15 – 323.15 K accurately. The experimental data was compared with prediction using binary parameters of Wilson, NRTL, UNIQUAC based on former binary system experiments, and prediction using UNIFAC models. The experimental apparatus used in this study was a simple ebulliometer developed in Thermodynamics Laboratory of Chemical Engineering ITS. The experiment was started by measuring the pure component vapor pressure of n-heptane and Isooctane. Furthermore, the vapor pressure of two system of ternary mixture was measured. The experimental data for the n-heptane + 1-butanol + diethyl carbonate system were correlated with the Wilson, UNIQUAC, NRTL, and compared with the predictive data using UNIFAC models giving AAD of 3,21%, 2,90%, 2,92%, 1,31% respectively. For isooctane + 1-butanol + diethyl carbonate systems giving AAD of 3,47%, 3,05%, 2,92%, 1,21% respectively. Comparison of experimental data using UNIFAC model resulting the smallest AAD, hence, UNIFAC model is accurate for this ternary system.

**Key Word:** Vapor-Liquid Equilibrium; n-Heptane; Isooctane; 1-Butanol; Diethyl Carbonate; Wilson; NRTL; UNIQUAC, UNIFAC.

## KATA PENGANTAR

Segala puji dan syukur kami haturkan kepada Tuhan Yang Maha Esa karena berkat rahmat dan karunia-Nya kami dapat menyelesaikan Tugas Akhir (Skripsi) kami yang berjudul:

**Pengukuran Keketimbangan Uap-Cair Sistem Ternern Isotermal n-Heptana + 1-Butanol + Dietil Karbonat dan Isooktana + 1-Butanol + Dietil Karbonat pada Temperatur 303.15 – 323.15 K.**

Penulisan ini adalah untuk memenuhi salah satu syarat dalam menyelesaikan program Strata-1 (S1) Departemen Teknik Kimia Fakultas Teknologi Industri (FTI), Institut Teknologi Sepuluh Nopember Surabaya (ITS).

Kami berterima kasih atas dukungan dan doa dari berbagai pihak yang mendukung kelancaran pengerjaan tugas akhir kami. Pada kesempatan ini kami ingin mengucapkan terima kasih kepada :

1. Bapak Prof. Dr. Ir. Gede Wibawa, M. Eng. selaku Dosen Pembimbing I tugas akhir dan Kepala Laboratorium Termodinamika.
2. Bapak Prof. Dr. Ir. Kuswandi, DEA selaku Dosen Lab Termodinamika.
3. Ibu Rizky Tetrisyanda, S.T., M.T., selaku Dosen Pembimbing II.
4. Bapak Annas Wiguno S.T., M.T. selaku Dosen Lab Termodinamika.
5. Orang tua dan keluarga kami yang selalu memberikan dukungan moral.
6. Teman – teman dekat kami yang senantiasa mendampingi dan mendukung kelancaran studi di kampus Teknik Kimia FTI-ITS.
7. Teman – teman di Laboratorium Termodinamika Teknik Kimia & angkatan K-54 yang kami sayangi.
8. Semua pihak yang telah membantu selama proses studi dan penyelesaian skripsi yang tidak bisa disebutkan satu per satu.



Semoga Tuhan YME selalu memberkati dan memberi rahmat atas kebaikan yang telah diberikan. Penulis juga mengharapkan kritik dan saran yang membangun agar lebih baik di penelitian mendatang.

Pada akhirnya, penulis berharap semoga tugas akhir ini dapat berkontribusi untuk ilmu pengetahuan khususnya untuk para pembaca.

Surabaya, 31 Januari 2018

Penyusun

## DAFTAR ISI

### LEMBAR PENGESAHAN

ABSTRAK .....	i
ABSTRACT .....	iii
KATA PENGANTAR.....	v
DAFTAR ISI .....	vii
DAFTAR GAMBAR.....	ix
DAFTAR TABEL .....	xiii

### BAB I PENDAHULUAN

1.1 Latar Belakang .....	1
1.2 Perumusan Masalah .....	3
1.3 Tujuan Penelitian .....	4
1.4 Manfaat Penelitian .....	4

### BAB II TINJAUAN PUSTAKA

2.1 Tinjauan Penelitian .....	5
2.2 Karakteristik Bahan.....	6
2.2.1 n-Heptana .....	6
2.2.2 Isooktana .....	7
2.2.3 1-Butanol.....	8
2.2.4 Dietil Karbonat .....	9
2.3 Kesetimbangan Uap Cair (VLE) .....	10
2.3.1 Pengukuran Kesetimbangan Uap-Cair (VLE) Isobarik .....	13
2.3.1 Pengukuran Kesetimbangan Uap-Cair (VLE) Isotermal .....	14
2.4 Persamaan-Persamaan Koefisien Aktifitas .....	15
2.4.1 Persamaan Wilson .....	15
2.4.2 Persamaan NRTL .....	17
2.4.3 Persamaan UNIQUAC.....	19
2.4.4 Persamaan UNIFAC .....	21

### BAB III METODOLOGI PENELITIAN

3.1 Deskripsi Penelitan .....	25
3.2 Peralatan Eksperimen.....	25
3.3 Bahan Eksperimen .....	27

3.4 Variabel Eksperimen .....	28
3.5 Prosedur Eksperimen .....	30
3.6 Data Treatment .....	31
3.7 Estimasi Ketidakpastian pada Eksperimen .....	31
<b>BAB IV HASIL DAN PEMBAHASAN</b>	
4.1 Validasi Peralatan Ebuliometer .....	34
4.2 Data Eksperimen Pengukuran Tekanan Uap.....	36
4.2.1 Sistem Ternern n-Heptana (1) + 1-Butanol (2) + DEC (3) .....	36
4.2.2 Sistem Ternern Isooktana (1) + 1-Butanol (2) + DEC (3).....	39
4.3 Pengaruh Penambahan DEC pada Campuran n- Heptana + 1-Butanol & Isooktana + 1-Butanol.....	41
4.4 Prediksi Sistem Ternern menggunakan Parameter Biner (Wilson, NRTL, dan UNIQUAC) .....	42
4.4.1 Sistem Ternern n-Heptana (1) + 1-Butanol (2) + DEC (3) .....	45
4.4.2 Sistem Ternern Isooktana (1) + 1-Butanol (2) + DEC (3).....	63
4.5 Prediksi Sistem Ternern menggunakan Grup Kontribusi (UNIFAC).....	83
4.5.1 Sistem Ternern n-Heptana (1) + 1-Butanol (2) + DEC (3) .....	83
4.5.2 Sistem Ternern Isooktana (1) + 1-Butanol (2) + DEC (3).....	85
<b>BAB V KESIMPULAN</b> .....	89
<b>DAFTAR PUSTAKA</b> .....	91
<b>DAFTAR NOTASI</b> .....	95
<b>APPENDIKS</b>	99
<b>LAMPIRAN</b>	119

## DAFTAR GAMBAR

Gambar 3.1	Skema Alat Ebuliometer .....	26
Gambar 4.1	Hubungan Tekanan Uap dan Suhu pada Validasi Alat menggunakan n-Heptana dan Isooktana.....	36
Gambar 4.2	Pengaruh Komposisi DEC Terhadap Tekanan Uap Campuran n-Heptana + 1-Butanol + DEC dan Isooktana+1-Butanol + DEC pada Temperatur 313.15 K dengan Fraksi Massa 1-Butanol 20% .....	41
Gambar 4.3	Komparasi Data Eksperimen Pengukuran Tekanan Uap Campuran sistem n-Heptana (1) + 1-Butanol (2) + DEC (3) pada berbagai Temperatur dengan Hasil Prediksi menggunakan Parameter Biner Model Wilson..	60
Gambar 4.4	Komparasi Data Eksperimen Pengukuran Tekanan Uap Campuran sistem n-Heptana (1) + 1-Butanol (2) + DEC (3) pada berbagai Temperatur dengan Hasil Prediksi menggunakan Parameter Biner Model NRTL...	60
Gambar 4.5	Komparasi Data Eksperimen Pengukuran Tekanan Uap Campuran sistem n-Heptana (1) + 1-Butanol (2) + DEC (3) pada berbagai Temperatur dengan Hasil Prediksi menggunakan Parameter Biner Model UNIQUAC .....	61
Gambar 4.6	Komparasi Data Eksperimen Pengukuran Tekanan Uap Campuran sistem n-Heptana (1) + 1-Butanol (2) + DEC (3) pada berbagai Temperatur dengan Hasil Prediksi menggunakan Parameter Biner Model Wilson, NRTL, dan UNIQUAC .....	61

Gambar 4.7	Komparasi Data Eksperimen Pengukuran Tekanan Uap Campuran sistem Isooktana (1) + 1-Butanol (2) + DEC (3) pada berbagai Temperatur dengan Hasil Prediksi menggunakan Parameter Biner Model Wilson ..	78
Gambar 4.8	Komparasi Data Eksperimen Pengukuran Tekanan Uap Campuran sistem Isooktana (1) + 1-Butanol (2) + DEC (3) pada berbagai Temperatur dengan Hasil Prediksi menggunakan Parameter Biner Model NRTL ...	78
Gambar 4.9	Komparasi Data Eksperimen Pengukuran Tekanan Uap Campuran sistem Isooktana (1) + 1-Butanol (2) + DEC (3) pada berbagai Temperatur dengan Hasil Prediksi menggunakan Parameter Biner Model UNIQUAC .....	79
Gambar 4.10	Komparasi Data Eksperimen Pengukuran Tekanan Uap Campuran sistem Isooktana (1) + 1-Butanol (2) + DEC (3) pada berbagai Temperatur dengan Hasil Prediksi menggunakan Parameter Biner Model Wilson, NRTL, dan UNIQUAC .....	79
Gambar 4.11	Komparasi Data Eksperimen Pengukuran Tekanan Uap Campuran Sistem n-Heptana (1) + 1-Butanol (2) + DEC (3) pada berbagai Temperatur dengan Hasil Prediksi menggunakan Persamaan UNIFAC dengan Simulasi Aspen Plus .....	85
Gambar 4.12	Komparasi Data Eksperimen Pengukuran Tekanan Uap Campuran Sistem Isooktana (1) + 1-Butanol (2) + DEC (3) pada berbagai Temperatur dengan Hasil Prediksi menggunakan Persamaan UNIFAC dengan Simulasi Aspen Plus .....	87

Gambar 4.13	Pengukuran Tekanan Uap Campuran sistem Isooktana (1) + 1-Butanol (2) + DEC (3) dan sistem n-Heptana (1) + 1-Butanol (2) + DEC (3) pada berbagai Temperatur menggunakan Model Wilson, NRTL, UNIQUAC, dan UNIFAC .....	88
-------------	--	----



*(Halaman ini sengaja dikosongkan)*

## DAFTAR TABEL

Tabel 1.1	Sifat-sifat Beberapa Jenis Bahan Bakar .....	2
Tabel 2.1	Properti n-Heptana .....	7
Tabel 2.2	Properti Isooktana .....	8
Tabel 2.3	Properti 1-Butanol.....	9
Tabel 2.4	Properti Dietil Karbonat.....	10
Tabel 2.5	UNIFAC-VLE Subgroup Parameters.....	23
Tabel 2.6	UNIFAC-VLE Subgroup Parameters dalam Kelvin	23
Tabel 3.1	Properti Bahan .....	27
Tabel 3.2	Struktur Kimia Bahan yang Digunakan .....	28
Tabel 3.3	Variabel Komposisi Campuran n-Heptana + 1-Butanol + DEC & Campuran Isooktana + 1-Butanol + DEC.....	29
Tabel 4.1	Konstanta untuk Perhitungan Tekanan Uap n-Heptana dan Isooktana .....	34
Tabel 4.2	Tekanan Uap Hasil Validasi Alat Menggunakan n-Heptana dan Isooktana .....	35
Tabel 4.3	Hasil Eksperimen Sistem Ternern n-Heptana (1) + 1-Butanol (2) + DEC (3) .....	38
Tabel 4.4	Hasil Eksperimen Sistem Ternern Isooktana (1) + 1-Butanol (2) + DEC (3).....	40
Tabel 4.5	Daftar Parameter Biner Persamaan Koefisien Aktivitas.....	43
Tabel 4.6	Hasil Prediksi dengan Parameter Biner Model Wilson Sistem Ternern n-Heptane (1) + 1-Butanol (2) + DEC (3).....	46
Tabel 4.7	Hasil Prediksi dengan Parameter Biner Model NRTL Sistem Ternern n-Heptane (1) + 1-Butanol (2) + DEC (3).....	49
Tabel 4.8	Hasil Prediksi dengan Parameter Biner Model UNIQUAC Sistem Ternern n-Heptane (1) + 1-Butanol (2) + DEC (3).....	52
Tabel 4.9	Hasil Perhitungan Koefisien Aktivitas Sistem Ternern n-Heptana + 1 Butanol + DEC.....	55

Tabel 4.10 Hasil Prediksi dengan Parameter Biner Model Wilson Sistem Ternern Isooktana (1) + 1-Butanol (2) + DEC (3) .....	64
Tabel 4.11 Hasil Prediksi dengan Parameter Biner Model NRTL Sistem Ternern Isooktana (1) + 1-Butanol (2) + DEC (3) .....	67
Tabel 4.12 Hasil Prediksi dengan Parameter Biner Model UNIQUAC Sistem Ternern Isooktana (1) + 1-Butanol (2) + DEC (3).....	70
Tabel 4.13 Hasil Perhitungan Koefisien Aktivitas Sistem Ternern n-Heptana + 1 Butanol + DEC .....	73
Tabel 4.14 Hasil Perhitungan Prediksi dengan Persamaan UNIFAC Sistem Ternern n-Heptana (1) + 1-Butanol (2) + DEC (3) dengan Simulasi Aspen Plus.....	84
Tabel 4.15 Hasil Perhitungan menggunakan Persamaan UNIFAC Sistem Ternern Isooktana (1) + 1-Butanol (2) + DEC (3) dengan Simulasi Aspen Plus.....	86

# BAB I

## PENDAHULUAN

### 1.1 Latar Belakang

Di era modern ini, efisiensi energi serta perlindungan lingkungan dari pencemaran merupakan hal yang penting karena masyarakat sedang menghadapi masalah serius seperti kekurangan cadangan bahan bakar fosil dan pencemaran lingkungan. Bahan bakar fosil sendiri, yang merupakan sumber energi utama di seluruh dunia dapat menyebabkan peningkatan polusi di atmosfer bumi akibat adanya *greenhouse gas* (GHG) dari hasil pembakaran yang mempengaruhi iklim dunia.

Hal tersebut mengakibatkan perhatian dunia terhadap permasalahan pemanasan global difokuskan sebagai tindakan dalam mencari solusi terhadap emisi *greenhouse gas* (GHG). Langkah-langkah yang tengah diupayakan mulai dari pencarian bahan bakar terbarukan (*renewable fuel*) hingga pemakaian *oxygenated compound* yang ramah lingkungan dan memiliki kandungan oksigen tinggi. *Oxygenated compound* merupakan bahan aditif yang ditambahkan ke dalam bahan bakar untuk menaikkan kualitas pembakaran dari bahan bakar tersebut, sehingga pembakaran tidak sempurna dapat diminimalisir.

Beberapa senyawa *oxygenated compound* yang umum digunakan mulai dari *Methyl tert-Butyl Ether* (MTBE), alkohol, DEC, DMC, dll. MTBE merupakan *fuel additive* yang paling sering digunakan sebagai *octane booster*. Akan tetapi, MTBE telah diperdebatkan selama beberapa tahun terakhir karena mempunyai risiko tidak langsung terhadap lingkungan. Tumpahan bahan bakar yang tersebar secara luas dan kebocoran tanki penyimpanan *oxygenated compound* tersebut merupakan contoh risiko yang dapat mencemari sistem air tanah, dan menjadikannya kasus pencemaran air yang paling umum kedua (Blue Water Network, 2006). Sehingga penelitian untuk menemukan *fuel additive* baru yang lebih ramah lingkungan telah dilakukan di berbagai belahan dunia. Saat ini, alkohol telah menjadi *oxygenated compound*

primer dalam campuran bensin. Alkohol dapat mengurangi emisi karena terbakar dengan *flame speed* yang lebih cepat dari pada bensin, sehingga bisa membantu pembakaran menjadi sempurna (Gravalos, 2013).

Namun, penambahan alkohol khususnya etanol pada bensin juga dapat menimbulkan masalah, yaitu kenaikan tekanan uap. Tekanan uap yang tinggi dapat mengakibatkan terjadinya *vapor lock* (Mariadi, 2014). *Vapor lock* adalah kondisi di mana proses pembakaran gagal terjadi karena bahan bakar liquid telah berubah menjadi gas pada sistem, mengakibatkan gagalnya *start up* pada mesin, terutama untuk mesin yang memakai karburator. Oleh karena itu, 1-butanol merupakan salah satu alkohol yang menjadi pertimbangan dalam mengganti etanol sebagai zat aditif dalam bahan bakar karena 1-butanol memiliki *heating value* yang lebih tinggi dan *vapor pressure* yang lebih rendah dibandingkan dengan etanol seperti yang ditampilkan pada Tabel 1.1.

Berdasarkan penelitian Zhang *et al.* tahun 2015, Keuntungan utama butanol dibandingkan dengan etanol adalah butanol memiliki *density energy* yang lebih tinggi, lebih tidak korosif, memiliki tekanan uap dan kelarutan dengan air yang rendah. Dibandingkan dengan bensin, butanol dapat menghemat 39-56 persen energi fosil dan juga dapat mengurangi emisi gas rumah kaca hingga sekitar 48 persen.

**Tabel 1.1** Sifat-sifat Beberapa Jenis Bahan Bakar  
(British Petroleum, 2007)

Karakteristik	Etanol	1-Butanol
Heating Value (MJ/L)	21.2 - 21.7	26.9 - 27
RON	106 - 130	94
Reid Vapor Pressire (psi)	31	6.4

Namun, nilai oktan dari butanol (RON: 94) tidak setinggi etanol (RON: 106 - 130) sehingga dibutuhkan aditif lain untuk menaikkan. DEC dapat digunakan menjadi zat tambahan (*co-additive*) dalam campuran gasoline – alkohol. DEC merupakan *oxygenated compound* pada bahan bakar yang dapat mengurangi polusi yang dihasilkan oleh mesin karena memiliki kandungan oksigen yang tinggi (40.6% - berat). Dibandingkan dengan *oxygenated compound* lain yang umum digunakan seperti MTBE (*methyl-tert-butyl-eter*), DEC dapat terdekomposisi secara perlahan menjadi CO<sub>2</sub> dan etanol yang tidak memberikan dampak yang berarti pada lingkungan (Dunn, *et al.*, 2002). Sebagai properti yang penting pada bahan bakar, data tekanan uap yang akurat dari kesetimbangan uap-cair (*Vapor-Liquid Equilibrium*) sangat penting dalam mendesain campuran bahan bakar dengan tekanan uap yang spesifik.

Penelitian terdahulu tentang kesetimbangan uap – cair biner sistem n-heptana/isooktana + DEC dan 1-butanol + DEC akan dipakai sebagai referensi dalam perhitungan korelasi sistem terner pada penelitian ini. Dalam penelitian ini akan dipelajari bagaimana kesetimbangan uap cair dari isooktana + 1-butanol + dietil karbonat dan n-heptana + 1-butanol + dietil karbonat, dimana isooktana dan n-heptana sebagai wakil dari bensin.

## **1.2 Perumusan Masalah**

Berdasarkan uraian di atas, dijelaskan bahwa dalam mendesain campuran bahan bakar bensin - DEC diperlukan data tekanan uap campuran yang akurat dari kesetimbangan uap-cair antar komponen-komponen yang akan dijadikan campuran dengan bahan bakar. Diketahui telah dilakukan beberapa penelitian data kesetimbangan, antara lain data kesetimbangan uap-cair sistem biner isothermal untuk sistem n-heptana + DEC, isooktana + DEC, dan 1-butanol + DEC pada suhu 303,15 - 323,15 K. Sedangkan penelitian untuk sistem terner isothermal untuk sistem n-heptana + 1-butanol + dietil karbonat dan isooktana + 1-butanol + dietil karbonat pada suhu 303,15 - 323,15 K belum pernah dilakukan.



Oleh karena itu, penelitian ini diharapkan mampu melengkapi hasil yang telah diperoleh oleh peneliti sebelumnya dengan menghasilkan data kesetimbangan uap-cair sistem terner isothermal untuk sistem n-heptana + 1-butanol + dietil karbonat dan isooktana + 1-butanol + dietil karbonat pada suhu 303,15 - 323,15 K.

### **1.3 Tujuan Penelitian**

Tujuan penelitian ini adalah:

1. Mendapatkan data kesetimbangan uap-cair sistem terner isothermal n-heptana + 1-butanol + dietil karbonat dan isooktana + 1-butanol + dietil karbonat pada suhu 303,15 – 323,15 K.
2. Membandingkan data eksperimen dengan hasil prediksi menggunakan parameter biner model Wilson, NRTL, UNIQUAC dari penelitian-penelitian terdahulu, dan hasil prediksi menggunakan model UNIFAC.

### **1.4 Manfaat Penelitian**

Hasil penelitian berupa data kesetimbangan uap-cair sistem terner isothermal n-heptana + 1-butanol + dietil karbonat dan isooktana + 1-butanol + dietil karbonat dapat digunakan sebagai acuan tekanan uap campuran yang akurat dari kesetimbangan uap-cair antar komponen-komponen yang akan dijadikan campuran dengan bahan bakar bensin.

## **BAB II**

### **TINJAUAN PUSTAKA**

#### **2.1 Tinjauan Penelitian**

Penelitian ini dilakukan dengan meninjau beberapa penelitian tentang kesetimbangan uap-cair yang telah dilakukan sebelumnya.

Anugraha et al., (2017) melakukan eksperimen mengenai pengaruh penambahan DEC dalam gasoline (isooktana, n-heptana, dan toluena) menggunakan ebulliometer quasi-statis sederhana pada range suhu 303,15 – 323,15 K. Pada hasil eksperimen tersebut, diketahui bahwa dengan bertambahnya fraksi mol DEC dalam sistem biner DEC + isooktana/n-heptana/toluena menunjukkan adanya penurunan pada tekanan uap campuran. Data parameter biner DEC + isooktana dan DEC + n-heptana pada eksperimen tersebut digunakan dalam perhitungan korelasi pada sistem biner dengan persamaan Wilson, NRTL, dan UNIQUAC.

Anastasia & Galih (2016) meneliti tentang kesetimbangan uap cair isothermal pada sistem biner isothermal 1-butanol + DEC dan isobutanol + DEC pada range suhu 303.15 – 323.15 K menggunakan ebulliometer sederhana. Penelitian tersebut bertujuan untuk mendesain campuran uap bahan bakar dengan tekanan uap yang spesifik. Data eksperimen yang didapatkan dikorelasikan dengan persamaan Wilson, NRTL, dan UNIQUAC menghasilkan AAD sebesar 1.5% untuk sistem 1-butanol + DEC, dan 1.1% untuk sistem isobutanol + DEC. Diperoleh juga data parameter biner untuk campuran 1-butanol + DEC yang selanjutnya digunakan untuk perhitungan korelasi pada sistem biner dengan persamaan Wilson, NRTL, dan UNIQUAC.

Penelitian terdahulu pada sistem terner dilakukan oleh Anugraha et al. (2018). Pada penelitian tersebut, tekanan uap untuk sistem biner DEC + etanol dan sistem terner DEC + etanol

+ isooktana/toluena diukur pada rentang temperatur 303.15 – 323.15 K dengan menetapkan fraksi massa etanol sebesar 20%. Data yang diperoleh menunjukkan bahwa tekanan uap campuran menurun dengan bertambahnya fraksi DEC. Diketahui pula campuran tidak membentuk azeotrop, ditunjukkan dengan tidak adanya perubahan tekanan uap yang ekstrim.

Berdasarkan data tersebut, penelitian sistem terner isothermal n-heptana + 1-butanol + dietil karbonat dan isooktana + 1-butanol + dietil karbonat pada suhu 303.15 – 323.15 K belum pernah dilakukan. Oleh karena itu, penelitian ini diharapkan mampu melengkapi hasil yang telah diperoleh oleh peneliti sebelumnya dengan menghasilkan data kesetimbangan uap-cair isothermal untuk sistem terner isothermal n-heptana + 1-butanol + dietil karbonat dan isooktana + 1-butanol + dietil karbonat pada suhu 303.15 – 323.15 K.

## **2.2 Karakteristik Bahan**

### **2.2.1 n-Heptana**

n-Heptana merupakan senyawa alkana dengan rantai lurus  $C_7H_{16}$  dengan ciri-ciri fisik sebagai larutan bening dan tak berwarna. Heptana merupakan hidrokarbon yang digunakan sebagai acuan untuk penentuan nilai oktan, dimana n-heptana oleh Graham Edgar (1927) digunakan sebagai acuan dengan nilai 0. Heptana digunakan sebagai acuan karena memiliki sifat-sifat yang serupa (volatility dan boiling point) dimana penambahan tidak akan mempengaruhi hasil uji rating. (Fessenden, 1982)

**Tabel 2.1** Properti n-Heptana (Perry dan Green Don, 1984)

Nama Lain	1-heptana
Rumus Kimia	$C_7H_{16}$
Berat Molekul	100,2 g/mole
Heat of Combustion	19170 Btu/lb
Vapor Pressure @20 °C	4,6 kPa
Normal Boiling Point	98,4 °C
Melting Point	-90,6 °C
Research Octane Number (RON) Gasoline Blending at 10 vol%	0
Motor Octane Number (MON) Gasoline Blending at 10 vol%	0
Densitas	0,684 g/cm <sup>3</sup> at 20 °C

### 2.2.2 Isooktana

Isooktana dengan rumus kimia  $(CH_3)_2CHCH_2C(CH_3)_3$  merupakan cairan yang tidak berwarna, mudah terbakar dan mendidih pada suhu 90°C, sedikit larut dalam alkohol dan eter, tidak larut dalam air, digunakan dalam bahan bakar mesin dan sebagai perantara kimia. Isooktana (2,2,4-trimethylpentane) juga digunakan sebagai acuan untuk penentuan nilai oktan, dimana digunakan sebagai acuan dengan nilai 100. Isooktana sebagai acuan pada angka 100 karena hidrokarbon rantai lurus dapat menyebabkan “knocking”. Isooktana merupakan senyawa utama pada bensin, proporsinya yang semakin besar akan meningkatkan kualitas bensin dan menghindari masalah ketukan mesin.

**Tabel 2.2** Properti Isooktana, (Perry dan Green Don, 1984)

Nama Lain	2,2,4-trimethylpentane
Rumus Kimia	$(\text{CH}_3)_3\text{-C-CH}_2\text{-CH}(\text{CH}_3)_2$
Berat Molekul	114.22 g/mole
Heat of Combustion	19.053 BTU/lb
Vapor Pressure @20 °C	5.5 kPa
Normal Boiling Point	99,3 °C
Melting Point	-107.4 °C
Research Octane Number (RON) Gasoline Blending at 10 vol%	100
Motor Octane Number (MON) Gasoline Blending at 10 vol%	96
Densitas	0.692 g/cm <sup>3</sup> at 20 °C

### 2.2.3 1-Butanol

1-butanol atau sering disebut juga normal butanol merupakan alkohol primer dengan 4-karbon struktur penyusunnya dengan rumus kimia  $\text{C}_4\text{H}_9\text{OH}$ . 1-butanol terjadi secara alami sebagai produk minor fermentasi dari gula dan karbohidrat lain dan banyak terdapat dalam makanan maupun minuman. Penggunaan terbesar dari 1-butanol adalah sebagai industri menengah, terutama untuk pembuatan butil asetat (merupakan pelarut industri). 1-butanol juga digunakan sebagai bahan bakar untuk energi panas dan cahaya, dan baru-baru ini sebagai bahan bakar untuk mesin pembakaran internal.

**Tabel 2.3** Properti 1-Butanol (NCBI, 2005);

Nama Lain	1-butanol; Butanol; Butan-1-ol; N-butanol; Butyl alcohol; N-butyl alcohol
Rumus Kimia	$C_4H_9OH$
Berat Molekul	74.123 g/mol
Lower Heating Value	29.2 MJ/L
Vapor Pressure @20°C	0,58 kPa
Normal Boiling Point	117.7 °C (243.9° F) at 760 mm Hg
Melting Point	-89.8 °C (-129° F)
Research Octane Number (RON) Gasoline Blending at 10 vol%	96
Motor Octane Number (MON) Gasoline Blending at 10 vol%	78
Densitas	0.81 g/cm <sup>3</sup> at 68° F (USCG, 1999)

#### **2.2.4 Dietil Karbonat (DEC)**

Dietil Karbonat (DEC) telah dikenal sebagai bahan kimia yang ramah lingkungan karena DEC dapat terurai dengan lambat menjadi karbon dioksida dan etanol dimana keduanya tidak mempunyai efek pada saat dibuang ke lingkungan (Crandall, 1987). Kandungan oksigen yang tinggi dalam DEC menjadikan DEC berpotensi tinggi sebagai bahan aditif penambah nilai oksigen dalam bahan bakar. Terdapat beberapa metode secara sintesis untuk memproduksi DEC, seperti proses phosgene (Muskat dan Strain, 1941), pertukaran ester (Urano *et al.*, 1993), aktivasi dari karbon dioksida (Tomishige *et al.*, 1999), reaksi dari etanol dengan urea dengan katalis organotin (Ryu, 1999) dan oksidatif carbonylation dari etanol (Dunn *et al.*, 2002) (Roh *et al.*, 2002) (Zhang *et al.*, 2005).



**Tabel 2.4** Properti Dietil Karbonat (Pacheco & Marshall, 1997 ; Perry & Green Don, 1984)

Nama Lain	Carbonic Ether, Ethyl Carbonate, Eufin
Rumus Kimia	$\text{OC}(\text{OCH}_2\text{CH}_3)_2$
Berat Molekul	118.13 g/mole
Lower Heating Value	74.3 MBtu/gal
Vapor Pressure @20 °C	1.11 kPa
Normal Boiling Point	126 °C
Melting Point	-43 °C
Research Octane Number (RON) Gasoline Blending at 10 vol%	111
Motor Octane Number (MON) Gasoline Blending at 10 vol%	96
Densitas	0.975 g/cm <sup>3</sup>

### 2.3 Kesetimbangan Uap-Cair (VLE)

Apabila ada sebuah campuran zat cair pada temperatur dan tekanan tertentu berada dalam kesetimbangan dengan campuran uap pada temperatur dan tekanan yang sama, besaran yang diperlukan adalah temperatur, tekanan dan komposisi kedua fase. Suatu sistem dikatakan setimbang secara termodinamika jika sistem tersebut tidak mengalami kecenderungan ke arah perubahan pada skala makroskopis dan fugasitas dari kedua fase memiliki nilai yang sama.

Uap berasal dari fase liquida yang menunjukkan kecenderungan untuk berubah menjadi uap. Fase uap juga memiliki kecenderungan menjadi fase liquida dengan cara kondensasi. Kecenderungan untuk berubah dapat diukur dengan kuantitas  $f$  yang disebut fugasitas. Pada keadaan setimbang properti-properti yang teramati tidak berubah terhadap waktu, sehingga properti-properti intensif atau potensial termodinamikanya (suhu, tekanan, potensial kimia) sama dalam

suatu sistem. Keceragaman tersebut berpengaruh pada tidak adanya transfer panas, transfer massa, dan kerja dari dalam maupun ke luar sistem.

Untuk setiap komponen dalam campuran, kondisi kesetimbangan dapat di nyatakan dengan persamaan :

$$\hat{f}_i^L = \hat{f}_i^V \quad (2.1)$$

Untuk fase uap dengan fraksi mol  $y$ , hubungan antara fugasitas dengan temperatur, tekanan dan fraksi mol, koefisien fugasitas dapat di nyatakan dengan persamaan :

$$\hat{f}_i = y_i \hat{\phi}_i P \quad (2.2)$$

Fugasitas komponen  $i$  dalam fase cair terhubung dengan komposisi fase yang bersangkutan melalui koefisien aktivitas  $\gamma$  yang dapat dinyatakan dengan persamaan :

$$\hat{f}_i^L = x_i \gamma_i f_i^0 \quad (2.3)$$

Dengan harga  $f_i^0$  sama dengan

$$f_i^0 = P_i^{sat} \phi_i^{sat} \exp\left(\frac{V_i(P - P_i^{sat})}{RT}\right) \quad (2.4)$$

Pada tekanan rendah, faktor eksponensial (*pynting factor*) yang nilainya mendekati 1 sehingga :

$$\hat{f}_i^L = x_i \gamma_i P_i^{sat} \quad (2.5)$$

Pada tekanan rendah fasa gas di asumsikan mengikuti kelakuan gas ideal maka :

$$\phi_i = 1 \quad (2.6)$$

Maka dari persamaan (2.2) dan (2.5) didapatkan persamaan :

$$y_i P = x_i \gamma_i P_i^{sat} \quad (2.7)$$

Sedangkan koefisien aktivitas dinyatakan dengan persamaan :

$$\gamma = \frac{\hat{f}_i^L}{x_i f_i^0} = \frac{y_i P}{x_i P_i^{sat}} \quad (2.8)$$

Pada Persamaan Gibbs Duhem dinyatakan bahwa di dalam suatu campuran, koefisien aktivitas tiap komponennya tidak bebas terhadap yang lain melainkan terhubung melalui Persamaan Diferensial.

Persamaan Umum Gibbs Duhem:

$$\left[ \frac{\partial M}{\partial P} \right]_{T,x} dP + \left[ \frac{\partial M}{\partial T} \right]_{P,x} dT - \sum_i x_i d\bar{M}_i = 0 \quad (2.9)$$

Pada P dan T konstan, maka :

$$\sum_i x_i d\bar{M}_i = 0 \quad (2.10)$$

Jika  $\ln \gamma_i$  adalah parsial properti, maka Persamaan menjadi :

$$\sum_i x_i d\ln \gamma_i = 0 \quad (2.11)$$

Maka diperoleh hubungan Persamaan Gibbs Duhem untuk sistem biner sebagai berikut :

$$x_1 \left[ \frac{\partial \ln \gamma_1}{\partial x_1} \right]_{T,P} = x_2 \left[ \frac{\partial \ln \gamma_2}{\partial x_2} \right]_{T,P} \quad (2.12)$$

Agar suatu data mudah diolah maka harganya relatif terhadap suatu keadaan ideal dengan excess properti yaitu perbedaan antara harga nyata dan harga idealnya, dimana :

$$M^E = M - M^{id} \quad (2.13)$$

$$nG^E = nG - nG^{id} \quad (2.14)$$

Penggunaan Persamaan Gibbs Duhem paling baik dilakukan melalui konsep kelebihan energi Gibbs (excess energi Gibbs), yaitu energi Gibbs teramati pada suatu campuran yang di atas atau lebih besar untuk larutan ideal pada temperatur, tekanan dan komposisi yang sama.

Total kelebihan energi Gibbs  $G^E$  untuk larutan biner, mengandung  $n_1$  mol komponen 1 dan  $n_2$  mol komponen 2 di definisikan dengan :

$$G^E = RT(n_1 \ln \gamma_1 - n_2 \ln \gamma_2) \quad (2.15)$$

Pada persamaan Gibbs Duhem kita dapat menghubungkan koefisien aktifitas tiap komponen  $\gamma_1$  dan  $\gamma_2$  dengan  $G^E$  melalui diferensiasi :

$$RT \ln \gamma_1 = x_2 \left[ \frac{\partial G^E}{\partial n_1} \right]_{T,P,n_2} \quad (2.16)$$

$$RT \ln \gamma_2 = x_1 \left[ \frac{\partial G^E}{\partial n_2} \right]_{T,P,n_1} \quad (2.17)$$

Persamaan untuk mencari konstanta kesetimbangannya adalah

$$K_i = \frac{\gamma_i P^{sat}}{P} \quad (2.18)$$

### 2.3.1 Pengukuran Kesetimbangan Uap-Cair (VLE)

#### Isobarik

Pengukuran VLE pada keadaan isobarik dapat dikelompokkan menjadi dua kelompok besar, yaitu pada kondisi sistem tekanan rendah dan tekanan tinggi. Untuk pengukuran

pada tekanan rendah, digunakan dua macam rangkaian alat, yaitu yang bersifat dinamis (*circulation*) dan tabung equilibrium statis. Berdasarkan data, penggunaan tabung equilibrium statis memberikan data yang lebih akurat. Salah satu ebulliometer isobarik yang digunakan adalah Ebulliometer Swietoslawski yang dibuat pertama kali pada tahun 1945. Untuk pengukuran VLE, telah dilakukan modifikasi oleh Malanowski pada tahun 1974. Peralatan ini dapat digunakan untuk mengukur kesetimbangan larutan pada berbagai konsentrasi dengan range suhu 300 – 500 K dan tekanan 5 – 300 kPa secara akurat (Rogalski and Malanowski, 1980).

### **2.3.2 Pengukuran Kesetimbangan Uap-Cair (VLE) Isotermal**

Salah satu peralatan yang digunakan pada pengukuran VLE isotermal adalah yang dikembangkan oleh Li *et al.* pada 1995. Pada peralatan ini, menggunakan konsep quasi-static method, yaitu metode pengukuran dengan melakukan pengukuran berdasarkan komposisi awal. Hal ini dikarenakan komposisi larutan awal dianggap sama dengan komposisi larutan pada keadaan setimbang akibat perubahan komposisi yang sangat kecil hingga dapat diabaikan. Secara teori, hal ini sangat sulit untuk diwujudkan pada ebulliometer konvensional. Pada ebulliometer yang disusun oleh Li *et al.*, dapat dilihat bahwa ebulliometer yang digunakan memiliki kemiringan 30° sehingga dapat mengurangi beban pompa untuk mengangkat liquid, sehingga suhu pada saat kesetimbangan dapat diukur. Selain itu, *reflux ratio* dan *liquid holdup* dapat dikurangi secara efektif. (Li *et al.*, 1995).

Dengan prinsip yang sama, quasi-static condition, Oktavian, *et al.* merancang ebulliometer baru pada 2011. Dengan menghilangkan bagian ebulliometer yang miring dan memperbesar volume tabung ebulliometer, jumlah zat yang diuji

dapat meningkat sehingga perubahan komposisi liquid dapat diabaikan. (Oktavian, *et al.*, 2013)

## 2.4. Persamaan-Persamaan Koefisien Aktivitas

Model energi Gibbs seperti Wilson, NRTL (*Non Random Two Liquid*), UNIFAC (*Universal Functional Activity Coefficient*) dan UNIQUAC (*Universal Quasi-Chemical*) sering digunakan untuk korelasi VLE campuran non-ideal. Model ini membutuhkan parameter interaksi biner tiap pasangan antar molekulnya (*pair*).

### 2.4.1 Persamaan Wilson

Persamaan Wilson dikemukakan oleh Wilson (1964). Persamaan Wilson mengacu pada konsep *local composition* yang merupakan dasar dari pengembangan teori pada termodinamika molekuler untuk *liquid-solution*. Pada *liquid-solution*, komposisi lokal berbeda dengan komposisi campuran secara keseluruhan, merupakan perkiraan untuk menghitung *short-range* dan *nonrandom molecular orientation* yang dihasilkan dari perbedaan ukuran molekul dan gaya intermolekuler.

Persamaan Wilson dapat digunakan untuk larutan ideal maupun larutan yang sangat tidak ideal. Untuk campuran-campuran biner sangat tidak ideal, misalnya larutan-larutan alkohol dengan hidrokarbon, persamaan Wilson lebih baik karena tidak seperti persamaan NRTL yang memiliki tiga parameter dan secara matematik lebih sederhana dibandingkan persamaan UNIQUAC.

Persamaan Wilson, seperti halnya persamaan Margules dan Van Laar hanya terdiri dari dua parameter untuk sistem biner ( $\Lambda_{12}$  dan  $\Lambda_{21}$ ) yang dinyatakan sebagai berikut:

$$\ln \gamma_1 = -\ln(x_1 + \Lambda_{12}x_2) + x_2 \left( \frac{\Lambda_{12}}{x_1 + \Lambda_{12}x_2} - \frac{\Lambda_{21}}{x_1\Lambda_{21} + x_2} \right) \quad (2.19)$$

$$\ln \gamma_2 = -\ln(x_2 + \Lambda_{21}x_1) - x_1 \left( \frac{\Lambda_{12}}{x_1 + \Lambda_{12}x_2} - \frac{\Lambda_{21}}{x_1\Lambda_{21} + x_2} \right) \quad (2.20)$$

$$\Lambda_{12} = \frac{V_2}{V_1} \exp\left(-\frac{\lambda_{12} - \lambda_{11}}{RT}\right) \quad (2.21)$$

$$\Lambda_{21} = \frac{V_1}{V_2} \exp\left(-\frac{\lambda_{21} - \lambda_{22}}{RT}\right) \quad (2.22)$$

Persamaan biner tersebut dikembangkan dari persamaan umum yang juga dapat digunakan untuk komponen lebih dari dua. Parameter-parameter Wilson di atas dapat digunakan untuk memprediksi persamaan-persamaan sistem terner. Pada sistem terner persamaan yang digunakan adalah:

$$\frac{G^E}{RT} = -\sum x_i \ln\left(\sum x_j \Lambda_{ij}\right) \quad (2.23)$$

Persamaan umum koefisien aktifitas adalah sebagai berikut :

$$\ln \gamma_i = -\ln\left(\sum_j^N x_j \Lambda_{ij}\right) + 1 - \sum_K^N \frac{x_k \Lambda_{ki}}{\sum_K^N x_j \Lambda_{kj}} \quad (2.24)$$

Kelebihan dari persamaan Wilson ini adalah :

- Dapat digunakan untuk larutan mendekati ideal maupun larutan yang sangat tidak ideal
- Hanya memiliki dua parameter sehingga lebih mudah dalam pengerjaannya
- Untuk campuran biner yang sangat tidak ideal (larutan alkohol dengan hidrokarbon) akan diperoleh hasil prediksi yang lebih baik
- Baik digunakan untuk larutan yang nonpolar
- Dapat dipakai untuk sistem multi komponen

Sementara, kekurangan dari persamaan Wilson ini adalah :

- Tidak dapat digunakan pada larutan yang tidak larut
- Tidak dapat dipakai untuk LLE (*Liquid-liquid Equilibrium*)
- Tidak dapat dipakai untuk polimer

#### 2.4.2 Persamaan NRTL (Non Random Two Liquid)

Persamaan NRTL dikemukakan oleh Renon dan Prauznitz (1968). Persamaan ini diturunkan berdasarkan konsep *local composition* yang dipelopori oleh Wilson. Persamaan NRTL ini dapat digunakan untuk sistem yang larut sebagian maupun untuk sistem yang larut sempurna. Persamaan ini dapat dipakai secara luas dalam VLE, LLE, dan VLLE untuk berbagai jenis zat, misalnya campuran hidrokarbon jenuh dan spesies polar, campuran senyawa non-polar, campuran spesies non-polar dan polar, campuran air dan spesies polar, dan campuran alkohol dengan campuran spesies non-polar.

Persamaan NRTL mempunyai tiga parameter, yaitu dengan tambahan parameter ketidakacakan ( $\alpha$ ) yang membuat persamaan tersebut dapat diaplikasikan untuk berbagai jenis campuran dan kesetimbangan cair-cair. Perhitungan parameter untuk persamaan ini dilakukan dengan menetapkan harga  $\alpha$  pada nilai tertentu dan selanjutnya melakukan optimasi untuk memperoleh dua parameter. Harga  $\alpha$  biasanya berada diantara 0,2 sampai 0,47. Angka ini diperoleh dari beberapa eksperimen sistem biner. Walaupun lebih rumit, persamaan ini dapat digunakan pada sistem ideal dan non-ideal.

Persamaan NRTL untuk sistem biner dinyatakan dengan :

$$\frac{G^E}{RT} = x_1 x_2 \left( \frac{\tau_{21} G_{21}}{x_1 + x_2 G_{21}} + \frac{\tau_{12} G_{12}}{x_2 + x_1 G_{12}} \right) \quad (2.25)$$

$$\ln \gamma_1 = x_2^2 \left[ \tau_{21} \left[ \frac{G_{21}}{x_1 + x_2 G_{21}} \right]^2 + \frac{\tau_{12} G_{12}}{(x_2 + x_1 G_{12})^2} \right] \quad (2.26)$$



$$\ln \gamma_2 = x_1^2 \left[ \tau_{21} \left[ \frac{G_{12}}{x_2 + x_1 G_{12}} \right]^2 + \frac{\tau_{21} G_{21}}{(x_1 + x_2 G_{21})^2} \right] \quad (2.27)$$

dimana,

$$\ln G_{12} = -\alpha_{12} \tau_{12} \quad (2.28)$$

$$\ln G_{21} = -\alpha_{12} \tau_{21} \quad (2.29)$$

$$\tau_{12} = \frac{b_{12}}{RT} \quad (2.30)$$

$$\tau_{21} = \frac{b_{21}}{RT} \quad (2.31)$$

Persamaan koefisien aktifitas untuk sistem biner dan multikomponen lain dapat diturunkan dari persamaan dasarnya:

$$\ln \gamma_i = \frac{\sum_{j=1}^n \tau_{ji} G_{ji} x_j}{\sum_{k=1}^n G_{ki} x_k} + \sum_{j=1}^n \frac{x_j G_{ij}}{\sum_{k=1}^n G_{kj} x_k} \left( \tau_{ij} - \sum_{k=1}^n \frac{x_k \tau_{kj} G_{kj}}{\sum_{k=1}^n G_{kj} x_k} \right) \quad (2.32)$$

dimana,

$$\ln G_{ji} = -\alpha_{ji} \tau_{ji} \quad (2.33)$$

$$G_{ii} = G_{jj} = 1 \quad (2.34)$$

$$\tau_{ji} = \frac{b_{ji} - b_{ii}}{RT} \quad (2.35)$$

$$\tau_{ii} = \tau_{jj} = 0 \quad (2.36)$$

Pengalaman menunjukkan bahwa Persamaan model NRTL ini memiliki keandalan yang konsisten dibanding Van Laar dan Margules dalam arti persamaan ini biasanya dapat menangani keadaan-keadaan yang sangat tidak ideal, hanya dengan dua atau tiga parameter yang dapat disesuaikan. Persamaan NRTL sesuai untuk sistem multikomponen. Dapat digunakan untuk system

VLE dan LLE. Untuk sistem organik akan diperoleh hasil yang baik dan akurat, dan dapat dipakai untuk larutan yang saling larut sempurna dan yang larut sebagian.

Sementara kekurangan dari persamaan NRTL adalah membutuhkan tiga parameter biner, perlu kehati-hatian dalam pemilihan  $\alpha$  (biasanya diperoleh dari data percobaan sebelumnya), dan tidak dapat dipakai untuk polimer.

### 2.4.3 Persamaan UNIQUAC (Universal Quasi-Chemical)

Persamaan UNIQUAC  $g = \frac{G^E}{RT}$  dikemukakan oleh

Abrams dan Prausnitz (1975). Persamaan UNIQUAC dapat diaplikasikan untuk campuran liquid non-elektrolit yang mengandung fluida polar atau non-polar seperti hidrokarbon, alkohol, nitril, keton, aldehid, asam organik dan air termasuk campuran larut sebagian. Persamaan tersebut dipisahkan menjadi dua bagian yaitu bagian kombinatorial yang terdiri dari parameter komponen murni saja untuk menghitung perbedaan bentuk dan ukuran molekul, serta bagian residual yang menggabungkan dua parameter biner tiap pasang molekul untuk menghitung interaksi molekul.

$$g = g^c + g^R \quad (2.37)$$

Untuk sistem multikomponen :

$$g^c = \sum_i x_i \ln \frac{\Phi_i}{x_i} + \frac{z}{2} \sum_i q_i x_i \ln \frac{\theta_i}{\Phi_i} \quad (2.38)$$

$$g^R = - \sum_i q_i x_i \ln \left( \sum_j \theta_j \tau_{ji} \right) \quad (2.39)$$

Dimana i, j, k, = 1,2,3...,N (komponen )

$$\theta_i = \frac{x_i q_i}{\sum_j x_j q_j} \quad (2.40)$$

$$\Phi_i = \frac{x_i r_i}{\sum_j x_j r_j} \quad (2.41)$$

$$\tau_{ji} = \exp\left(-\frac{(a_{ji} - a_{ii})}{T}\right) \quad (2.42)$$

dimana,

$$a_{ii} = a_{jj} = a_{kk} = 0 \quad (2.43)$$

$$a_{ji} = a_{ij} \quad (2.44)$$

dan  $z = 10$  ( ditetapkan )

Koefisien aktivitas untuk sembarang komponen  $i$  dinyatakan sebagai berikut:

$$\ln \gamma_i = \ln \frac{\Phi_i}{x_i} + \frac{z}{2} q_i \ln \frac{\theta_i}{\Phi_i} + l_i - \frac{\theta_i}{\Phi_i} \sum_j x_j l_j - q_i \ln \left( \sum_j \theta_j \tau_{ji} \right) + q_i - q_i \sum_j \frac{\theta_j \tau_{ij}}{\sum_k \theta_k \tau_{kj}} \quad (2.45)$$

dan,

$$l_i = \frac{z}{2} (r_i - q_i) - (r_i - 1) \quad (2.46)$$

Model UNIQUAC dapat diterapkan untuk memprediksi kesetimbangan uap-cair sistem multi komponen dengan parameter energi interaksi sistem biner. Keuntungan menggunakan Persamaan UNIQUAC adalah:

- Hanya mempunyai dua parameter yang dapat disesuaikan.
- Mempunyai ketergantungan yang lebih kecil terhadap suhu.
- Dapat diterapkan pada larutan dengan molekul-molekul yang besar atau kecil sebab variabel konsentrasi primer merupakan fraksi permukaan dan bukan fraksi mol.

#### 2.4.4 Persamaan UNIFAC

Persamaan UNIFAC pertama kali dikemukakan oleh Fredenslund et al (1975). Persamaan tersebut dipisahkan menjadi dua bagian yaitu bagian kombinasi yang terdiri dari parameter komponen murni saja untuk menghitung perbedaan bentuk dan ukuran molekul, serta bagian residual untuk menghitung interaksi antar molekul.

$$\ln \gamma_i = \ln \gamma_i^C + \ln \gamma_i^R \quad (2.47)$$

Bagian kombinasi  $\ln \gamma_i^C$  dapat dihitung menggunakan persamaan di bawah ini, dimana identik dengan model UNIQUAC sebagai berikut:

$$\ln \gamma_i^C = \ln \frac{\Phi_i}{x_i} + \frac{z}{2} q_i \ln \frac{\theta_i}{\Phi_i} + l_i - \frac{\Phi_i}{x_i} \sum_j x_j l_j \quad (2.48)$$

$$\text{Dimana:} \quad l_i = \frac{z}{2} (r_i - q_i) - (r_i - 1) \quad (2.49)$$

$$z=10 \quad (2.50)$$

$$\theta_i = \frac{q_i x_i}{\sum_j q_j x_j} \quad (2.51)$$

$$\Phi_i = \frac{r_i x_i}{\sum_j r_j x_j} \quad (2.52)$$

Pada persamaan di atas  $x_i$  merupakan fraksi mol komponen  $i$ , sedangkan  $\theta_i$  dan  $\Phi_i$  merupakan fraksi area dan fraksi volume secara berturut-turut. Dan untuk komponen murni parameter  $r_i$  dan  $q_i$  secara berturut-turut menunjukkan volume molecular dan luas permukaan molecular van der Waals.

$$r_i = \sum_k v_k^{(1)} R_k \quad (2.53)$$

$$q_i = \sum_k v_k^{(1)} Q_k \quad (2.54)$$

Dimana  $v_k^{(1)}$  selalu bilangan bulat yang menunjukkan jumlah grup type k dalam suatu molekul i.  $R_k$  dan  $Q_k$  lebih lengkap tersedia dalam Tabel 8.23 (Poling, 2001)

Metode UNIFAC digunakan untuk mengestimasi activity coefficients dari suatu komponen yang bergantung pada konsep bahwa campuran cairan dapat dianggap sebagai larutan dari unit struktural dari mana molekul terbentuk bukan larutan dari molekul itu sendiri. Unit-unit struktural disebut subkelompok, dan beberapa dari mereka yang tercantum dalam Gambar 2.3. Nilai dari k digunakan untuk mengidentifikasi setiap subkelompok. Relative volume,  $R_k$ , dan relative surface area,  $Q_k$ , adalah properti dari subkelompok. Activity coefficients tidak hanya tergantung pada sifat subkelompok seperti  $R_k$  dan  $Q_k$ , tetapi juga pada interaksi antara subkelompok. Parameter nilai amk untuk beberapa pasangan tersebut diberikan pada Gambar 2.4. Keuntungan besar dari metode UNIFAC adalah bahwa jumlah yang relatif kecil dari subkelompok bergabung untuk membentuk jumlah yang sangat besar molekul.

**Tabel 2.5** UNIFAC-VLE Subgroup Parameters (Hansen *et al.*, 1991)

Main group	Subgroup	k	Rk	Qk	Examples of molecules and their constituent groups	
1 <sup>o</sup> CH <sub>2</sub> <sup>o</sup>	CH <sub>3</sub>	1	0.9011	0.848	n-Butane:	2CH <sub>3</sub> , 2CH <sub>2</sub>
	CH <sub>2</sub>	2	0.6744	0.540	Isobutane:	3CH <sub>3</sub> , 1CH
	CH	3	0.4469	0.228	2,2-Dimethyl	
	C	4	0.2195	0.000	propane:	4CH <sub>3</sub> , 1C
3 <sup>o</sup> ACH	ACH	10	0.5313	0.400	Benzene:	6ACH
(AC=aromatic carbon)						
4 <sup>o</sup> ACCH <sub>2</sub> <sup>o</sup>	ACCH <sub>3</sub>	12	1.2663	0.968	Toluene:	5ACH, 1ACCH <sub>3</sub>
	ACCH <sub>2</sub>	13	1.0396	0.660	Ethylbenzene:	1CH <sub>3</sub> , 5ACH, 1ACCH <sub>2</sub>
5 <sup>o</sup> OH	OH	15	1.000	1.200	Ethanol:	1CH <sub>3</sub> , 1CH <sub>2</sub> , 1OH
7 <sup>o</sup> H <sub>2</sub> O <sup>o</sup>	H <sub>2</sub> O	17	0.9200	1.400	Water:	1H <sub>2</sub> O
9 <sup>o</sup> CH <sub>2</sub> CO <sup>o</sup>	CH <sub>3</sub> CO	19	1.6724	1.488	Acetone:	1CH <sub>3</sub> CO, 1CH <sub>3</sub>
	CH <sub>2</sub> CO	20	1.4457	1.180	3-Pentanone:	2CH <sub>3</sub> , 1CH <sub>2</sub> CO, 1CH <sub>2</sub>
13 <sup>o</sup> CH <sub>2</sub> O <sup>o</sup>	CH <sub>3</sub> O	25	1.1450	1.088	Dimethyl ether:	1CH <sub>3</sub> , 1CH <sub>3</sub> O
	CH <sub>2</sub> O	26	0.9183	0.780	Diethyl ether:	2CH <sub>3</sub> , 1CH <sub>2</sub> , 1CH <sub>2</sub> O
	CH-O	27	0.6908	0.468	Diisopropyl ether:	4CH <sub>3</sub> , 1CH, 1CH-O
15 <sup>o</sup> CNH <sup>o</sup>	CH <sub>3</sub> NH	32	1.4337	1.244	Dimethylamine:	1CH <sub>3</sub> , 1CH <sub>3</sub> NH
	CH <sub>2</sub> NH	33	1.2070	0.936	Diethylamine:	2CH <sub>3</sub> , 1CH <sub>2</sub> , 1CH <sub>2</sub> NH
	CHNH	34	0.9795	0.624	Diisopropylamine:	4CH <sub>3</sub> , 1CH, 1CHNH
19 <sup>o</sup> CCN <sup>o</sup>	CH <sub>3</sub> CN	41	1.8701	1.724	Acetonitrile:	1CH <sub>3</sub> CN
	CH <sub>2</sub> CN	42	1.6434	1.416	Propionitrile:	1CH <sub>3</sub> , 1CH <sub>2</sub> CN

**Tabel 2.6** UNIFAC-VLE Interaction Parameters dalam Kelvin (Hansen *et al.*, 1991)

	1	3	4	5	7	9	13	15	19
1CH <sub>2</sub>	0.00	61.13	76.50	986.50	1,318.00	476.40	251.50	255.70	597.00
3ACH	-11.12	0.00	167.00	636.10	903.80	25.77	32.14	122.80	212.50
4ACCH <sub>2</sub>	-69.70	-146.80	0.00	803.20	5,695.00	-52.10	213.10	-49.29	6,096.00
5OH	156.40	89.60	25.82	0.00	353.50	84.00	28.06	42.70	6.712
7H <sub>2</sub> O	300.00	362.30	377.60	-229.10	0.00	-195.40	540.50	168.00	112.60
9CH <sub>2</sub> CO	26.76	140.10	365.80	164.50	472.50	0.00	-103.60	-174.20	481.70
13CH <sub>2</sub> O	83.36	52.13	65.69	237.70	-314.70	191.10	0.00	251.50	-18.51
15CNH	65.33	-22.31	223.00	-150.00	-448.20	394.60	-56.08	0.00	147.10
19CCN	24.82	-22.97	-138.40	185.40	242.80	-287.50	38.81	-108.50	0.00

Untuk bagian residual  $\ln \gamma_i^R$  dapat dihitung dengan menggunakan persamaan di bawah ini:

$$\ln \gamma_i^R = \sum_k v_k^{(i)} \left( \ln \Gamma_k - \ln \Gamma_k^{(1)} \right) \quad (2.55)$$

$$\ln \Gamma_k = Q_k \left[ 1 - \ln \left( \sum_m \theta_m \Psi_{mk} \right) - \sum_m \frac{\theta_m \Psi_{km}}{\sum_n \theta_n \Psi_{nm}} \right] \quad (2.56)$$

$$\theta_m = \frac{Q_m X_m}{\sum_n Q_n X_n} \quad (2.57)$$

$$X_m = \frac{\sum_j v_m^{(j)} x_j}{\sum_j \sum_n v_n^{(j)} x_j} \quad (2.58)$$

$$\Psi_{mn} = \exp \left( -\frac{a_{mn}}{T} \right) \quad (2.59)$$

## **BAB III**

### **METODOLOGI PENELITIAN**

#### **3.1 Deskripsi Penelitian**

Secara garis besar penelitian ini dilakukan untuk mendapatkan data kesetimbangan uap-cair sistem ternar n-heptana + 1-butanol + dietil karbonat dan isooktana + 1-butanol + dietil karbonat dengan menggunakan peralatan ebuliometer statis sederhana yang telah dikembangkan di Laboratorium Termodinamika (Oktavian et al. 2013). Hasil eksperimen yang didapat akan diprediksi menggunakan parameter biner pada model Persamaan Wilson, NRTL, UNIQUAC dan diprediksi menggunakan persamaan UNIFAC.

Data kesetimbangan uap-cair sistem ternar n-heptana + 1-butanol + dietil karbonat dan Isooktana + 1-butanol + dietil karbonat secara isothermal pada suhu 303.15 – 323.15 K yang didapatkan dalam penelitian ini dapat digunakan dalam mendesain campuran bahan bakar dietil karbonat (DEC) dan gasolin.

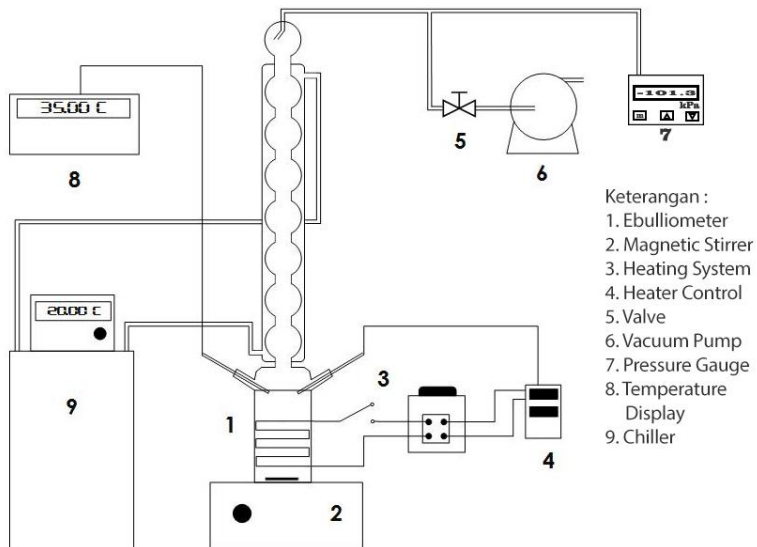
Peralatan eksperimen yang digunakan pada penelitian ini adalah ebuliometer sederhana yang dikembangkan oleh Oktavian et al., Fuel 107(2013) 47-51. Validasi alat dilakukan dengan membandingkan tekanan uap murni n-heptana dan isooktana hasil eksperimen dengan data yang telah dikorelasikan menggunakan Persamaan Antoine. Data hasil eksperimen akan diprediksi menggunakan parameter biner pada model Persamaan Wilson, NRTL, UNIQUAC dan diprediksi menggunakan persamaan UNIFAC untuk masing – masing sistem.

#### **3.2 Peralatan Eksperimen**

Peralatan yang digunakan pada penelitian ini adalah ebuliometer statis sederhana. Detail peralatan ditunjukkan Gambar 3.1. Peralatan ini memiliki bagian utama yaitu *Ebulliometer Cell* (1), satu buah kondensor untuk



mengkondensasi uap (9), lubang sampel (untuk fase cair) dan beberapa alat pelengkap seperti pompa vakum (Value VG 140) untuk mengatur tekanan operasi (6), magnetik stirrer sebagai pengaduk (2), Indikator perekam suhu (AUTONICS TC4S) (8) dan *Thermocouple* RTD Pt 100 (*Four-wire*) dengan akurasi  $\pm 0.1$  K, *Pressure gauge* (AUTONICS PSAN) dengan akurasi  $\pm 0.1$  kPa (7) dan *Ambient pressure gauge* (Lutron MHB 382SD). Ebuliometer yang digunakan merupakan alat yang dikembangkan oleh Oktavian *et al.* (2013) dan divalidasi ulang oleh Wibawa *et al.* (2015) dimana perubahan komposisi awal tidak signifikan pada saat terjadi kesetimbangan.



**Gambar 3.1** Skema Alat Ebulliometer (Oktavian *et al.*, 2013)  
(Wibawa *et al.*, 2015)

### 3.3 Bahan Eksperimen

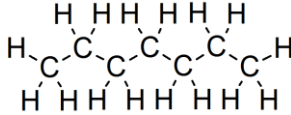
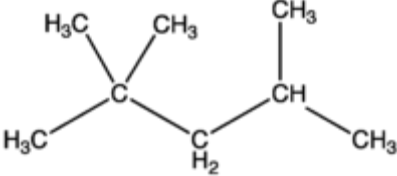
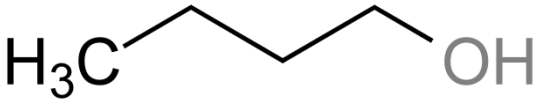
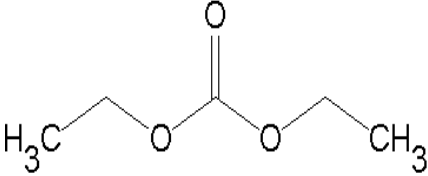
Bahan-bahan yang digunakan pada eksperimen ini adalah n-heptana dengan kemurnian  $\geq 99.5\%$ , isooktana p.a dengan kemurnian  $\geq 99.5\%$ , 1-butanol dengan kemurnian  $\geq 99.5\%$ , dan DEC p.a dengan kemurnian 99.92% yang disupply dari MERCK.

Data komponen murni dari sistem yang dipakai disajikan pada tabel 3.1 dan struktur kimia bahan yang ditunjukkan pada tabel 3.2

**Tabel 3.1** Properti Bahan

Zat	Rumus Molekul	Tekanan Uap (kPa pada 20°C)	Titik Didih (°C)	Densitas (g/cm <sup>3</sup> )
n-Heptana	C <sub>7</sub> H <sub>16</sub>	4.6	98.4	0.684
Isooktana	C <sub>8</sub> H <sub>18</sub>	5.5	99.3	0.692
1-Butanol	C <sub>4</sub> H <sub>9</sub> OH	0.58	117.7	0.810
Dietil Karbonat	C <sub>5</sub> H <sub>10</sub> O <sub>3</sub>	1.11	126	0.975

**Tabel 3.2** Struktur Kimia Bahan yang Digunakan

Komponen	Struktur Kimia
n-Heptana	
Isooktana	
1-Butanol	
Dietil karbonat	

### 3.4 Variabel Eksperimen

Penentuan variabel komposisi campuran dalam percobaan ini digunakan sebagai desain campuran bahan bakar. Berdasarkan peraturan pada BPPT Indonesia Energy Outlook 2016 sebagaimana diatur dalam Permen ESDM 12 bahwa campuran biodiesel merupakan 30% dari minyak solar dan

campuran bioethanol (alkohol) merupakan 20% terhadap bensin pada tahun 2025. Mengacu pada Permen ESDM 12 tersebut, variabel yang digunakan pada penelitian ini dibagi menjadi dua, yaitu DEC sebagai *co-additive* dimana fraksi massa campuran DEC + 1-butanol divariasi sampai jumlahnya 20%, dan DEC sebagai *substitute/full additive* dimana pada variabel ini fraksi massa 1-butanol ditetapkan 20% sedangkan fraksi DEC sebagai *substitute* diatur pada range fraksi massa 0 – 30% dengan tujuan untuk melihat lebih jauh perubahan tekanan uap yang terjadi. Kondisi awal tidak ditambahkan DEC hingga ditambahkan secara bertahap sampai pada range 0.3. Variabel komposisi campuran DEC sebagai berikut:

**Tabel 3.3** Variabel Komposisi Campuran n-Heptana + 1-Butanol + DEC & Campuran Isooktana + 1-Butanol + DEC

No	Fraksi massa		
	X <sub>1</sub>	X <sub>2</sub>	X <sub>3</sub>
1	0.8	0.20	0.00
2	0.8	0.15	0.05
3	0.8	0.1	0.10
4	0.8	0.05	0.15
5	0.7	0.20	0.10
6	0.6	0.20	0.20
7	0.5	0.20	0.30

\* X<sub>1</sub> = fraksi massa n-heptana & isooktana

X<sub>2</sub> = fraksi massa 1-butanol

X<sub>3</sub> = fraksi massa DEC

Penentuan variabel suhu didasarkan pada penyimpanan bahan bakar yang berkisar pada range antara 30°C hingga 50°C untuk sistem n-heptana + 1-butanol + DEC dan isooktana + 1-butanol + DEC.

### 3.5 Prosedur Eksperimen

Penelitian ini diawali dengan melakukan validasi peralatan dengan menggunakan zat murni n-heptana dan isooktana. Setelah validasi peralatan, selanjutnya dilakukan penelitian kesetimbangan uap-cair menggunakan sistem ternary n-heptana + 1-butanol + dietil karbonat dan isooktana + 1-butanol + dietil karbonat secara isothermal. Prosedur penelitian diawali dengan memasukkan campuran dengan komposisi tertentu dengan volume kurang lebih 150 mL ke dalam *ebulliometer cell* (1) melalui lubang sampel kemudian ditutup dengan rapat yang bertujuan agar tidak adanya udara yang keluar masuk ke sistem. Kondensor (9) harus dialiri air pendingin terlebih dahulu. Kemudian menyalakan magnetik stirrer (2) yang bertujuan untuk mengaduk larutan agar campuran merata. Setelah itu dilakukan pengaturan tekanan vakum dengan menggunakan pompa vakum (6). Selanjutnya larutan dipanaskan dengan menggunakan sistem pemanas sesuai suhu variabel (4). Pemanasan ini mengakibatkan sebagian liquid menguap dan selanjutnya uap akan masuk pada kondensor (9). Pembacaan suhu dalam sistem terbaca oleh termokopel dan pembacaan tekanan terbaca oleh *pressure gauge*.

Akibat pemanasan maka akan ada sebagian liquid yang menguap menuju kondensor (9). Pada kondensor (9), uap akan terkondensasi menjadi liquid yang akan langsung kembali ke dalam *ebulliometer cell* (1). Setiap kenaikan suhu pada suhu yang berbeda dilakukan pencatatan tekanan yang terbaca pada *pressure gauge* (7). Data yang diperoleh dari eksperimen ini selanjutnya diprediksi menggunakan parameter biner dengan persamaan Wilson, NRTL, UNIQUAC dan diprediksi dengan persamaan UNIFAC.

### 3.6 Data Treatment

Dari eksperimen ini, diperoleh data, yaitu  $x_i$  (molar fraksi komponen  $i$  dalam fase liquid),  $P$  (tekanan sistem), dan  $T$  (suhu sistem). Berdasarkan validasi alat, diperoleh juga tekanan uap murni komponen,  $P_i^{sat}$ . Selanjutnya data eksperimen tersebut diprediksi dengan persamaan Wilson, NRTL, UNIQUAC menggunakan parameter biner dari data sistem biner hasil eksperimen sebelumnya, dan diprediksi dengan persamaan UNIFAC. Dari parameter-parameter tersebut, selanjutnya dihitung koefisien aktifitas,  $\gamma_i$ , dengan persamaan Wilson, NRTL, dan UNIQUAC. Nilai  $\gamma_i$  kemudian digunakan untuk menghitung tekanan uap korelasi. Kemudian dihitung *Average Absolute Deviation* (AAD) antara tekanan uap eksperimen dengan tekanan uap hasil perhitungan.

AAD pada Persamaan (3.1) membutuhkan data tekanan hasil perhitungan,  $P_{cal}$ , dan tekanan hasil eksperimen,  $P_{exp}$ . Untuk menghitung  $P_{cal}$  dibutuhkan data komposisi ( $x_i$ ), koefisien aktifitas, ( $\gamma$ ), dan tekanan *saturated* ( $P_i^{sat}$ ).  $P_i^{sat}$  merupakan tekanan jenuh komponen murni pada suhu tertentu. Untuk model Wilson menggunakan Persamaan (2.19-2.24), sedangkan untuk model NRTL menggunakan Persamaan (2.25-2.36), untuk model UNIQUAC menggunakan Persamaan (2.37-2.46), dan untuk model UNIFAC menggunakan persamaan (2.47-2.54).

$$AAD = \frac{1}{n} \sum_{i=1}^n \left| \frac{P_{cal} - P_{exp}}{P_{exp}} \times 100\% \right| \quad (3.1)$$

### 3.7 Estimasi Ketidakpastian pada Eksperimen

Ketidakpastian data hasil eksperimen pada penelitian ini bersumber dari keterbatasan *readability* peralatan dan ketidakpastian pengukuran. Ketidakpastian pembacaan temperatur berasal dari ketidakpastian indikator perekam suhu (AUTONICS TC4S) dan *Thermocouple* RTD Pt 100 (*four-wire*), yang memiliki ketidakpastian sebesar  $\pm 0.01K$ , Ketidakpastian data tekanan berasal dari ketidakpastian pembacaan *pressure*

*gauge* (AUTONICS PSAN), yaitu  $\pm 0.1$  kPa. Dan ketidakpastian data fraksi mol berasal dari ketidakpastian pembacaan massa pada neraca analitis OHAUS Analytical Plus AP210 dengan ketidakpastian  $\pm 0.0001$  g.

## BAB IV

### HASIL DAN PEMBAHASAN

Pada penelitian ini telah dilakukan studi untuk mengetahui performa DEC dalam menurunkan tekanan uap dari campuran n-heptana + 1-butanol dan isooktana + 1-butanol. Pengukuran tekanan uap sistem ternier isothermal n-heptana + 1-butanol + dietil karbonat dan isooktana + 1-butanol + dietil karbonat pada eksperimen ini menggunakan peralatan ebulliometer yang sudah dimodifikasi. Ebulliometer yang sudah dimodifikasi ini lebih sederhana jika dibandingkan dengan peralatan ebulliometer yang digunakan sebelumnya. Modifikasi pada ebulliometer ini diharapkan dapat mengukur tekanan uap dengan lebih akurat dari ebulliometer sebelum dilakukan modifikasi.

Bahan yang digunakan untuk campuran ternier adalah n-heptana (PA), isooktana (PA), 1-butanol (PA), dan dietil karbonat (PA). Pengukuran tekanan uap campuran ini dilakukan dalam keadaan *vacuum*. Pada eksperimen ini yang menjadi kendala dalam pengukuran tekanan uap ini adalah cara mengatur agar sistem benar-benar *vacuum*, sehingga menggunakan *silicon rubber* untuk mengisolasi sistem agar dalam kondisi *vacuum*.

Dalam penelitian ini dilakukan validasi data pengukuran untuk membuktikan bahwa modifikasi ebulliometer yang digunakan sudah sesuai dan akurat untuk pengukuran tekanan uap. Selain itu juga menyusun grafik temperatur (T) terhadap tekanan (P) sistem ternier n-heptana + 1-butanol + dietil karbonat dan isooktana + 1-butanol + dietil karbonat pada berbagai komposisi dietil karbonat, memprediksi hasil pengukuran tekanan uap eksperimen menggunakan parameter biner dengan persamaan Wilson, NRTL, dan UNIQUAC yang diperoleh dari penelitian-penelitian terdahulu, serta memprediksi hasil pengukuran tekanan uap eksperimen persamaan UNIFAC.



#### 4.1 Validasi Peralatan Ebuliometer

Pengujian atau pengkalibrasian alat dilakukan untuk mengetahui sejauh mana akurasi alat untuk digunakan dalam eksperimen. Validasi ini dilakukan dengan mengukur tekanan uap n-heptana dan isooktana murni dan membandingkannya dengan data dari literatur. Tekanan uap murni literatur n-heptana dan isooktana dihitung menggunakan persamaan (4.1), yaitu persamaan Antoine (Poling *et al.* 2001). Konstanta Antoine untuk komponen murni n-heptana dan isooktana diperoleh dari (Williamham, Taylor, et al, 1945).

$$\log_{10} P_{vp} = A - \frac{B}{T + C} \quad (4.1)$$

**Tabel 4.1** Konstanta untuk Perhitungan Tekanan Uap n-Heptana dan Isooktana

Komponen	A	B	C
n-Heptana	4.02023	1263.909	216.432
Isooktana	3.93646	1257.850	220.767

Perbandingan antara data pengukuran tekanan uap isooktana dan n-heptana murni dengan literatur diberikan pada gambar 4.1 yang juga menyertakan nilai error yang dinyatakan dalam *average absolute deviation* (AAD) berikut:

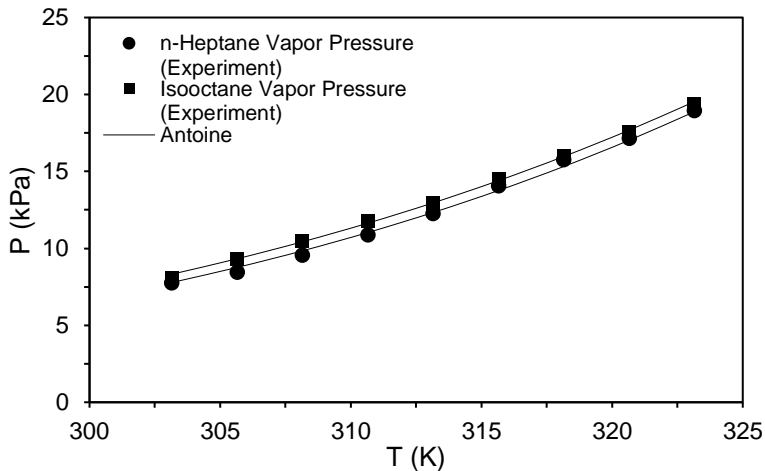
$$AAD = \frac{1}{n} \sum_{i=1}^n \left| \frac{P_{exp} - P_{lit}}{P_{lit}} \times 100\% \right| \quad (4.2)$$

Dimana  $P_{exp}$  adalah tekanan uap yang diperoleh dari eksperimen sedangkan  $P_{lit}$  adalah tekanan uap yang diperoleh berdasarkan perhitungan dengan persamaan Antoine dan n adalah jumlah dari data.

Tabel 4.2 menunjukkan hasil eksperimen untuk validasi alat menggunakan n-heptana dan isooktana. Gambar 4.1 menunjukkan hubungan antara tekanan uap eksperimen dan hasil perhitungan vapor pressure murni dari masing-masing komponen terhadap suhu. Nilai AAD yang didapat berturut-turut 1.72% dan 0.85%.

**Tabel 4.2** Tekanan Uap Hasil Validasi Alat Menggunakan n-Heptana dan Isooktana

T (K)	n-Heptana		Isooktana	
	$P_{exp}$ (kPa)	$P_{lit}$ (kPa)	$P_{exp}$ (kPa)	$P_{lit}$ (kPa)
303.15	7.78	7.74	8.04	8.32
305.65	8.76	8.44	9.24	9.33
308.15	9.84	9.54	10.44	10.43
310.65	11.03	10.84	11.74	11.64
313.15	12.33	12.24	12.94	12.96
315.65	13.76	14.04	14.44	14.40
318.15	15.32	15.74	15.94	15.97
320.65	17.02	17.14	17.54	17.68
323.15	18.88	18.94	19.34	19.53
AAD = 1.72%		AAD = 0.85%		



**Gambar 4.1** Hubungan Tekanan Uap dan Suhu pada Validasi Alat menggunakan n-Heptana dan Isooktana

Berdasarkan data eksperimen dan perhitungan, nilai AAD yang diperoleh pada validasi alat Ebuliometer sebesar 1.72% untuk sistem n-heptana murni dan 0.85% untuk sistem isooktana murni. AAD sistem isooktana lebih besar daripada sistem n-heptana, hal ini dikarenakan tekanan uap murni n-heptana lebih rendah dibanding isooktana pada rentang suhu tersebut. Dimana berdasarkan analisa ketidakpastian, ketidakpastian tekanan semakin besar dengan semakin rendahnya tekanan. Dari hasil data AAD di atas maka disimpulkan alat ebuliometer yang telah dimodifikasi ini dapat digunakan untuk memperoleh hasil eksperimen yang akurat.

## **4.2 Data Eksperimen Pengukuran Tekanan Uap**

### **4.2.1 Sistem Terner n-Heptana (1) + 1-Butanol (2) + DEC (3)**

Eksperimen ini dilakukan dengan cara mengukur tekanan uap campuran pada kondisi setimbang (*equilibrium*) dengan variabel fraksi massa DEC sebagai *co-additive* sebesar 0.05; 0.1; 0.15 dan variabel fraksi massa DEC sebagai *substitute* sebesar 0.1; 0.2; 0.3 pada variabel suhu 303.15 K – 323.15 K. Berikut merupakan data hasil eksperimen tekanan uap sistem terner n-heptana (1) + 1-butanol (2) + DEC (3) pada berbagai suhu:

**Tabel 4.3** Hasil Eksperimen Sistem Terner n-Heptana (1) + 1-Butanol (2) + DEC (3)

No.	T (K)			303.15		305.65		308.15		310.65		313.15		315.65		318.15		320.65		323.15	
	X <sub>1</sub>	X <sub>2</sub>	X <sub>3</sub>	P (kPa)	P (kPa)	P (kPa)	P (kPa)	P (kPa)	P (kPa)	P (kPa)	P (kPa)	P (kPa)	P (kPa)	P (kPa)	P (kPa)	P (kPa)	P (kPa)	P (kPa)	P (kPa)	P (kPa)	
1	0.80	0.20	0.00	8.05	8.65	9.92	11.29	12.77	14.35	16.04	17.82	19.81									
	0.80	0.15	0.05	8.16	8.85	10.04	11.46	12.86	14.37	16.09	18.00	19.83									
2	0.80	0.10	0.10	8.15	8.75	10.04	11.44	12.85	14.45	16.05	17.87	19.79									
	0.80	0.05	0.15	7.78	8.97	10.12	11.42	12.80	14.19	15.75	17.50	19.32									
3	0.70	0.20	0.10	7.84	8.84	9.82	11.11	12.38	13.89	15.49	17.36	19.23									
	0.60	0.20	0.20	7.63	8.24	9.72	10.80	12.10	13.51	15.03	16.84	18.67									
	0.50	0.20	0.30	7.79	8.59	9.37	10.56	11.85	13.33	14.85	16.55	18.07									

Keterangan : X<sub>1</sub> = fraksi massa n-heptana, X<sub>2</sub> = fraksi massa 1-butanol, X<sub>3</sub> = fraksi massa DEC, 1 = Variabel Biner, 2 = Variabel Co-additive, 3 = Variabel Substitute

#### **4.2.2 Sistem Terner Isooktana (1) + 1-Butanol (2) + DEC (3)**

Tekanan uap campuran pada sistem isooktana (1) + 1-butanol (2) + DEC (3) didapatkan dengan metode yang sama seperti sistem sebelumnya. Variabel fraksi massa DEC sebagai *co-additive* sebesar 0.05; 0.1; 0.15 dan variabel fraksi massa DEC sebagai *substitute* sebesar 0.1; 0.2; 0.3 dan variabel suhu 303.15 K – 323.15 K. Berikut merupakan data hasil eksperimen tekanan uap sistem terner isooktana (1) + 1-butanol (2) + DEC (3) pada berbagai suhu:

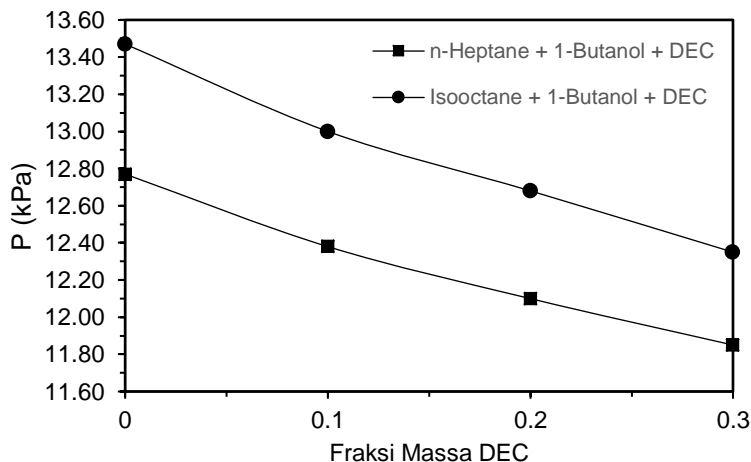
**Tabel 4.4** Hasil Eksperimen Sistem Terner Isooktana (1) + 1-Butanol (2) + DEC (3)

No.	T (K)			303.15			305.65			308.15			310.65			313.15			315.65			318.15			320.65			323.15		
	X <sub>1</sub>	X <sub>2</sub>	X <sub>3</sub>	P (kPa)	P (kPa)	P (kPa)	P (kPa)	P (kPa)	P (kPa)	P (kPa)	P (kPa)	P (kPa)	P (kPa)	P (kPa)	P (kPa)	P (kPa)	P (kPa)	P (kPa)	P (kPa)	P (kPa)	P (kPa)	P (kPa)	P (kPa)	P (kPa)	P (kPa)	P (kPa)	P (kPa)			
1	0.80	0.20	0.00	8.57	9.17	10.34	11.81	13.47	15.07	16.79	18.69	20.70																		
2	0.80	0.15	0.05	8.59	9.40	10.59	11.81	13.23	14.93	16.65	18.55	20.46																		
	0.80	0.10	0.10	8.54	9.33	10.51	11.90	13.31	15.01	16.70	18.51	20.42																		
	0.80	0.05	0.15	8.57	9.34	10.63	11.91	13.32	14.80	16.48	18.28	20.12																		
3	0.70	0.20	0.10	8.36	9.24	10.63	11.92	13.00	14.49	16.93	17.87	19.66																		
	0.60	0.20	0.20	8.21	9.20	10.19	11.38	12.68	14.05	15.66	17.43	19.14																		
	0.50	0.20	0.30	7.77	8.77	9.97	11.16	12.35	13.78	15.30	16.80	18.51																		

Keterangan : X<sub>1</sub> = fraksi massa isooktana, X<sub>2</sub> = fraksi massa 1-butanol, X<sub>3</sub> = fraksi massa DEC, 1 = Variabel Biner, 2 = Variabel Co-additive, 3 = Variabel Substitute

#### 4.3 Pengaruh Penambahan DEC pada Campuran n-Heptana + 1-Butanol & Isooktana + 1-Butanol

Penambahan DEC ke dalam campuran n-heptana+1-butanol dan isooktana + 1-butanol, menyebabkan penurunan tekanan uap, tekanan uap campuran menjadi lebih kecil dari tekanan uap campuran n-heptana + 1-butanol dan isooktana + 1-butanol. Sebagai contoh pengaruh komposisi DEC di dalam campuran n-heptana + 1-butanol dan isooktana + 1-butanol dapat dilihat pada Gambar 4.2 berikut.



**Gambar 4.2** Pengaruh Komposisi DEC Terhadap Tekanan Uap Campuran n-Heptana + 1-Butanol + DEC dan Isooktana + 1-Butanol + DEC pada Temperatur 313.15 K dengan Fraksi Massa 1-Butanol 20%

Dari gambar 4.2 terlihat bahwa dengan penambahan sedikit DEC ke dalam n-heptana + 1-butanol dan isooktana + 1-butanol akan menurunkan tekanan uap campuran n-heptana + 1-butanol dan isooktana + 1-butanol. Penurunan tekanan uap campuran n-heptana + 1-butanol dan isooktana + 1-butanol ini



berbanding terbalik dengan jumlah DEC dalam campuran. Dari konsentrasi 0 – 0.3 (fraksi massa DEC) terlihat penurunan tekanan uap. Hal ini dikarenakan DEC memiliki tekanan uap yang rendah sehingga dapat menurunkan tekanan uap sistem campuran. DEC juga telah diketahui tidak membentuk titik azeotrope dengan isooctane dan n-heptane (Anugraha, 2017). Semakin banyaknya komposisi DEC yang diberikan menyebabkan penurunan tekanan uapnya semakin besar.

#### 4.4 Prediksi Sistem Terner menggunakan Parameter Biner (Wilson, NRTL, dan UNIQUAC)

Setelah mendapatkan data tekanan uap campuran n-heptana, isooktana, 1-butanol, dan dietil karbonat pada berbagai konsentrasi dan temperatur, dilakukan perhitungan dengan cara prediksi menggunakan pasangan parameter data sistem biner yang telah dilakukan pada eksperimen sebelumnya. Dimana untuk mendapatkan parameter interaksi biner campuran tersebut dilakukan *fitting* parameter pada sistem biner serta pada sistem terner. *Fitting* parameter ini menggunakan model Wilson, NRTL dan UNIQUAC. Parameter ini didapatkan dengan cara meminimalisasi objectif function (OF) dengan menggunakan solver yang terdapat pada program Microsoft Excel.

$$OF = \frac{1}{n} \sum_{i=1}^n \left| \frac{P_{cal} - P_{exp}}{P_{exp}} \times 100\% \right|_i$$

Berikut adalah pasangan parameter biner (table 4.5) dengan model persamaan yang di dapat dari eksperimen - eksperimen yang telah di lakukan sebelumnya:

**Tabel 4.5** Daftar Parameter Biner Persamaan Koefisien Aktivitas

Model Equation	$\Lambda_{12}$	$\Lambda_{21}$	A	AAD (%)	Keterangan
	n-Heptane (1) + DEC (2)				
Wilson	1968.7	1359.7	-	0.9	
NRTL	247.2	2870.1	0.3	0.9	(Anugraha, 2017)
UNIQUAC	-304.6	1021.7	-	0.9	
	n-Heptane (1) + 1-Butanol				
Wilson	4057.6	6256.7	-	-	
NRTL	1765.5	1883.6	0.3	-	(This work)
UNIQUAC	741.8	781.8	-	-	
	1-Butanol (1) + DEC (2)				
Wilson	-299	3653	-	1.5	
NRTL	4696	-1570	0.3	1.5	(Pratiwi, <i>et.al.</i> , 2016)
UNIQUAC	1923	-1027	-	1.5	

**Tabel 4.5** Daftar Parameter Biner Persamaan Koefisien Aktivitas (*cont.*)

Model Equation	$\Lambda_{12}$	$\Lambda_{21}$	A	AAD (%)	Keterangan
	Isooktana (1) + DEC (2)				
Wilson	2099.9	1574.5	-	1	
NRTL	-14.4	3509.1	0.3	1	(Anugraha, 2017)
UNIQUAC	-224	936.2	-	1	
	Isooktana (1) + 1-Butanol (2)				
Wilson	5659.7	7624.4	-	-	
NRTL	3040.2	3282.5	0,3	-	( <i>This work</i> )
UNIQUAC	291.2	1536.2	-	-	

#### **4.4.1 Sistem Terner n-Heptane (1) + 1-Butanol (2) + DEC (3)**

Data hasil prediksi dengan parameter biner menggunakan model Wilson, NRTL, dan UNIQUAC dari penelitian terdahulu pada sistem n-Heptane (1) + 1-Butanol (2) + DEC (3) disajikan dalam Tabel 4.6, Tabel 4.7, dan Tabel 4.8.

**Tabel 4.6** Hasil Prediksi dengan Parameter Biner Model Wilson Sistem Terner n-Heptane (1) + 1-Butanol (2) + DEC (3)

			$T = 303.15\text{ K}$						$T = 305.65\text{ K}$					
$x_1$	$x_2$	$x_3$	$P_{\text{calculation}}$	$y_1$	$y_2$	$y_3$	$P_{\text{calculation}}$	$y_1$	$y_2$	$y_3$				
$(Fraksi Mol)$	$(Fraksi Mol)$	$(Fraksi Mol)$	/kPa	$(Fraksi Mol)$	$(Fraksi Mol)$	$(Fraksi Mol)$	/kPa	$(Fraksi Mol)$	$(Fraksi Mol)$	$(Fraksi Mol)$	$(Fraksi Mol)$	$(Fraksi Mol)$	$(Fraksi Mol)$	
0.75	0.25	0.00	8.21	0.8674	0.0479	0.0000	9.30	0.8610	0.0503	0.0000				
0.77	0.19	0.04	8.01	0.8652	0.0358	0.0123	9.08	0.8593	0.0376	0.0125				
0.78	0.13	0.08	7.81	0.8688	0.0240	0.0295	8.84	0.8636	0.0252	0.0299				
0.80	0.07	0.13	7.57	0.8813	0.0122	0.0543	8.55	0.8775	0.0128	0.0551				
0.66	0.26	0.08	7.75	0.8493	0.0536	0.0247	8.78	0.8429	0.0563	0.0250				
0.58	0.26	0.16	7.29	0.8269	0.0609	0.0538	8.27	0.8205	0.0639	0.0545				
0.49	0.26	0.25	6.85	0.8015	0.0708	0.0849	7.76	0.7949	0.0743	0.0860				
			$T = 308.15\text{ K}$						$T = 310.65\text{ K}$					
$x_1$	$x_2$	$x_3$	$P_{\text{calculation}}$	$y_1$	$y_2$	$y_3$	$P_{\text{calculation}}$	$y_1$	$y_2$	$y_3$				
$(Fraksi Mol)$	$(Fraksi Mol)$	$(Fraksi Mol)$	kPa	$(Fraksi Mol)$	$(Fraksi Mol)$	$(Fraksi Mol)$	/kPa	$(Fraksi Mol)$	$(Fraksi Mol)$	$(Fraksi Mol)$	$(Fraksi Mol)$	$(Fraksi Mol)$	$(Fraksi Mol)$	
0.75	0.25	0.00	10.51	0.8546	0.0527	0.0000	11.85	0.8481	0.0551	0.0000				
0.77	0.19	0.04	10.25	0.8533	0.0395	0.0127	11.56	0.8472	0.0413	0.0128				
0.78	0.13	0.08	9.98	0.8584	0.0265	0.0303	11.24	0.8532	0.0277	0.0307				
0.80	0.07	0.13	9.64	0.8737	0.0135	0.0558	10.85	0.8699	0.0141	0.0566				
0.66	0.26	0.08	9.92	0.8365	0.0590	0.0253	11.19	0.8301	0.0617	0.0256				
0.58	0.26	0.16	9.34	0.8141	0.0670	0.0551	10.54	0.8077	0.0700	0.0558				
0.49	0.26	0.25	8.78	0.7884	0.0778	0.0870	9.90	0.7818	0.0813	0.0880				

**Tabel 4.6** Hasil Prediksi dengan Parameter Biner Model Wilson Sistem Terner n-Heptane (1) + 1-Butanol (2) + DEC (3) (*cont.*)

			$T = 313.15\text{ K}$					$T = 315.65\text{ K}$				
$x_1$	$x_2$	$x_3$	$P_{\text{calculation}}/$ kPa	$y_1$ (Fraksi Mol)	$y_2$ (Fraksi Mol)	$y_3$ (Fraksi Mol)	$P_{\text{calculation}}$ /kPa	$y_1$ (Fraksi Mol)	$y_2$ (Fraksi Mol)	$y_3$ (Fraksi Mol)		
0.75	0.25	0.00	13.33	0.8416	0.0576	0.0000	14.97	0.8351	0.0601	0.0000		
0.77	0.19	0.04	13.01	0.8412	0.0432	0.0130	14.60	0.8351	0.0451	0.0132		
0.78	0.13	0.08	12.64	0.8480	0.0290	0.0311	14.18	0.8427	0.0303	0.0315		
0.80	0.07	0.13	12.18	0.8660	0.0148	0.0573	13.64	0.8622	0.0155	0.0581		
0.66	0.26	0.08	12.59	0.8236	0.0644	0.0259	14.15	0.8172	0.0672	0.0262		
0.58	0.26	0.16	11.87	0.8012	0.0731	0.0564	13.33	0.7948	0.0762	0.0570		
0.49	0.26	0.25	11.15	0.7753	0.0849	0.0890	12.52	0.7687	0.0885	0.0901		
			$T = 318.15\text{ K}$					$T = 320.65\text{ K}$				
$x_1$	$x_2$	$x_3$	$P_{\text{calculation}}$ /kPa	$y_1$ (Fraksi Mol)	$y_2$ (Fraksi Mol)	$y_3$ (Fraksi Mol)	$P_{\text{calculation}}$ /kPa	$y_1$ (Fraksi Mol)	$y_2$ (Fraksi Mol)	$y_3$ (Fraksi Mol)		
0.75	0.25	0.00	16.78	0.8286	0.0625	0.0000	18.77	0.8221	0.0650	0.0000		
0.77	0.19	0.04	16.36	0.8291	0.0469	0.0133	18.29	0.8231	0.0488	0.0135		
0.78	0.13	0.08	15.88	0.8375	0.0316	0.0319	17.74	0.8323	0.0329	0.0323		
0.80	0.07	0.13	15.25	0.8584	0.0162	0.0588	17.01	0.8545	0.0169	0.0596		
0.66	0.26	0.08	15.85	0.8108	0.0699	0.0265	17.74	0.8043	0.0727	0.0268		
0.58	0.26	0.16	14.94	0.7883	0.0793	0.0577	16.72	0.7819	0.0825	0.0583		
0.49	0.26	0.25	14.04	0.7621	0.0920	0.0910	15.72	0.7556	0.0956	0.0920		

**Tabel 4.6** Hasil Prediksi dengan Parameter Biner Model Wilson Sistem Terner n-Heptane (1) + 1-Butanol (2) + DEC (3) (*cont.*)

$x_1$ (Fraksi Mol)	$x_2$ (Fraksi Mol)	$x_3$ (Fraksi Mol)	$T = 323.15\text{ K}$			
			$P_{\text{calculation}}/\text{kPa}$	$y_1$ (Fraksi Mol)	$y_2$ (Fraksi Mol)	$y_3$ (Fraksi Mol)
0.75	0.25	0.00	20.95	0.8156	0.0675	0.0000
0.77	0.19	0.04	20.41	0.8171	0.0507	0.0137
0.78	0.13	0.08	19.78	0.8271	0.0342	0.0327
0.80	0.07	0.13	18.94	0.8507	0.0176	0.0603
0.66	0.26	0.08	19.80	0.7979	0.0755	0.0271
0.58	0.26	0.16	18.67	0.7755	0.0856	0.0589
0.49	0.26	0.25	17.55	0.7490	0.0992	0.0930

**Tabel 4.7** Hasil Prediksi dengan Parameter Biner Model NRTL Sistem Ternar n-Heptane (1) + 1-Butanol (2) + DEC (3)

			$T = 303.15 \text{ K}$				$T = 305.65 \text{ K}$			
$x_1$ (Fraksi Mol)	$x_2$ (Fraksi Mol)	$x_3$ (Fraksi Mol)	$P_{\text{calculation}}$ /kPa	$y_1$ (Fraksi Mol)	$y_2$ (Fraksi Mol)	$y_3$ (Fraksi Mol)	$P_{\text{calculation}}$ /kPa	$y_1$ (Fraksi Mol)	$y_2$ (Fraksi Mol)	$y_3$ (Fraksi Mol)
0.75	0.25	0.00	8.08	0.8491	0.1509	0.0000	9.16	0.8426	0.1574	0.0000
0.77	0.19	0.04	7.92	0.8517	0.1348	0.0135	8.97	0.8457	0.1406	0.0137
0.78	0.13	0.08	7.74	0.8606	0.1079	0.0315	8.76	0.8555	0.1125	0.0320
0.80	0.07	0.13	7.51	0.8783	0.0654	0.0563	8.49	0.8746	0.0683	0.0571
0.66	0.26	0.08	7.71	0.8396	0.1355	0.0248	8.73	0.8332	0.1416	0.0252
0.58	0.26	0.16	7.33	0.8247	0.1233	0.0520	8.30	0.8182	0.1290	0.0528
0.49	0.26	0.25	6.92	0.8048	0.1141	0.0811	7.84	0.7983	0.1194	0.0823

			$T = 308.15 \text{ K}$				$T = 310.65 \text{ K}$			
$x_1$ (Fraksi Mol)	$x_2$ (Fraksi Mol)	$x_3$ (Fraksi Mol)	$P_{\text{calculation}}$ /kPa	$y_1$ (Fraksi Mol)	$y_2$ (Fraksi Mol)	$y_3$ (Fraksi Mol)	$P_{\text{calculation}}$ /kPa	$y_1$ (Fraksi Mol)	$y_2$ (Fraksi Mol)	$y_3$ (Fraksi Mol)
0.75	0.25	0.00	10.35	0.8361	0.1639	0.0000	11.68	0.8296	0.1704	0.0000
0.77	0.19	0.04	10.14	0.8398	0.1463	0.0139	11.43	0.8338	0.1521	0.0141
0.78	0.13	0.08	9.89	0.8504	0.1171	0.0324	11.14	0.8453	0.1218	0.0329
0.80	0.07	0.13	9.58	0.8709	0.0711	0.0580	10.77	0.8672	0.0740	0.0588
0.66	0.26	0.08	9.87	0.8268	0.1476	0.0256	11.13	0.8203	0.1537	0.0260
0.58	0.26	0.16	9.38	0.8118	0.1347	0.0535	10.58	0.8053	0.1404	0.0543
0.49	0.26	0.25	8.86	0.7917	0.1248	0.0835	9.99	0.7852	0.1302	0.0846



**Tabel 4.7** Hasil Prediksi dengan Parameter Biner Model NRTL Sistem Terner n-Heptane (1) + 1-Butanol (2) + DEC (3) (*cont.*)

$x_1$ (Fraksi Mol)	$x_2$ (Fraksi Mol)	$x_3$ (Fraksi Mol)	$T = 313.15\text{ K}$			$T = 315.65\text{ K}$		
			$y_1$ (Fraksi Mol)	$y_2$ (Fraksi Mol)	$y_3$ (Fraksi Mol)	$P_{\text{calculation}}$ / kPa	$y_1$ (Fraksi Mol)	$y_2$ (Fraksi Mol)
0.75	0.25	0.00	0.8232	0.1768	0.0000	14.77	0.8167	0.1833
0.77	0.19	0.04	0.8279	0.1578	0.0143	14.44	0.8220	0.1635
0.78	0.13	0.08	0.8402	0.1264	0.0334	14.05	0.8352	0.1310
0.80	0.07	0.13	0.8635	0.0769	0.0596	13.55	0.8598	0.0798
0.66	0.26	0.08	0.8139	0.1597	0.0264	14.07	0.8075	0.1658
0.58	0.26	0.16	0.7989	0.1461	0.0551	13.36	0.7924	0.1518
0.49	0.26	0.25	0.7786	0.1356	0.0858	12.62	0.7720	0.1411

$x_1$ (Fraksi Mol)	$x_2$ (Fraksi Mol)	$x_3$ (Fraksi Mol)	$T = 318.15\text{ K}$			$T = 320.65\text{ K}$		
			$y_1$ (Fraksi Mol)	$y_2$ (Fraksi Mol)	$y_3$ (Fraksi Mol)	$P_{\text{calculation}}$ / kPa	$y_1$ (Fraksi Mol)	$y_2$ (Fraksi Mol)
0.75	0.25	0.00	0.8103	0.1897	0.0000	18.52	0.8040	0.1960
0.77	0.19	0.04	0.8161	0.1692	0.0147	18.09	0.8103	0.1748
0.78	0.13	0.08	0.8301	0.1356	0.0343	17.57	0.8251	0.1402
0.80	0.07	0.13	0.8561	0.0827	0.0612	16.89	0.8524	0.0855
0.66	0.26	0.08	0.8011	0.1718	0.0271	17.64	0.7948	0.1778
0.58	0.26	0.16	0.7860	0.1574	0.0566	16.75	0.7796	0.1631
0.49	0.26	0.25	0.7655	0.1465	0.0881	15.82	0.7589	0.1519

**Tabel 4.7** Hasil Prediksi dengan Parameter Biner Model NRTL Sistem Terner n-Heptane (1) + 1-Butanol (2) + DEC (3) (*cont.*)

$x_1$ (Fraksi Mol)	$x_2$ (Fraksi Mol)	$x_3$ (Fraksi Mol)	$T = 323.15 \text{ K}$			
			$P_{\text{calculation/}}$ kPa	$y_1$ (Fraksi Mol)	$y_2$ (Fraksi Mol)	$y_3$ (Fraksi Mol)
0.75	0.25	0.00	20.68	0.7977	0.2023	0.0000
0.77	0.19	0.04	20.19	0.8045	0.1804	0.0151
0.78	0.13	0.08	19.59	0.8201	0.1447	0.0352
0.80	0.07	0.13	18.81	0.8487	0.0884	0.0629
0.66	0.26	0.08	19.69	0.7884	0.1837	0.0278
0.58	0.26	0.16	18.69	0.7732	0.1687	0.0580
0.49	0.26	0.25	17.66	0.7524	0.1573	0.0903

**Tabel 4.8** Hasil Prediksi dengan Parameter Biner Model UNIQUAC Sistem Terner n-Heptane (1) + 1-Butanol (2) + DEC (3)

			$T = 303.15 \text{ K}$				$T = 305.65 \text{ K}$			
$x_1$ (Fraksi Mol)	$x_2$ (Fraksi Mol)	$x_3$ (Fraksi Mol)	$P_{\text{calculation}}$ / kPa	$y_1$ (Fraksi Mol)	$y_2$ (Fraksi Mol)	$y_3$ (Fraksi Mol)	$P_{\text{calculation}}$ / kPa	$y_1$ (Fraksi Mol)	$y_2$ (Fraksi Mol)	$y_3$ (Fraksi Mol)
0.75	0.25	0.00	8.08	0.8320	0.1680	0.0000	9.16	0.8252	0.1748	0.0000
0.77	0.19	0.04	7.92	0.8404	0.1462	0.0134	8.97	0.8343	0.1521	0.0136
0.78	0.13	0.08	7.73	0.8547	0.1135	0.0318	8.75	0.8496	0.1182	0.0323
0.80	0.07	0.13	7.50	0.8766	0.0664	0.0569	8.48	0.8730	0.0693	0.0578
0.66	0.26	0.08	7.72	0.8292	0.1468	0.0241	8.75	0.8225	0.1531	0.0245
0.58	0.26	0.16	7.35	0.8190	0.1305	0.0505	8.33	0.8122	0.1364	0.0514
0.49	0.26	0.25	6.95	0.8017	0.1188	0.0796	7.87	0.7948	0.1243	0.0808

			$T = 308.15 \text{ K}$				$T = 310.65 \text{ K}$			
$x_1$ (Fraksi Mol)	$x_2$ (Fraksi Mol)	$x_3$ (Fraksi Mol)	$P_{\text{calculation}}$ / kPa	$y_1$ (Fraksi Mol)	$y_2$ (Fraksi Mol)	$y_3$ (Fraksi Mol)	$P_{\text{calculation}}$ / kPa	$y_1$ (Fraksi Mol)	$y_2$ (Fraksi Mol)	$y_3$ (Fraksi Mol)
0.75	0.25	0.00	10.36	0.8185	0.1815	0.0000	11.70	0.8119	0.1881	0.0000
0.77	0.19	0.04	10.14	0.8282	0.1580	0.0138	11.44	0.8221	0.1639	0.0140
0.78	0.13	0.08	9.88	0.8444	0.1228	0.0327	11.13	0.8393	0.1275	0.0332
0.80	0.07	0.13	9.56	0.8693	0.0721	0.0586	10.76	0.8656	0.0750	0.0595
0.66	0.26	0.08	9.89	0.8158	0.1593	0.0249	11.16	0.8091	0.1656	0.0253
0.58	0.26	0.16	9.41	0.8055	0.1423	0.0522	10.61	0.7988	0.1482	0.0530
0.49	0.26	0.25	8.90	0.7880	0.1300	0.0821	10.03	0.7811	0.1356	0.0833

**Tabel 4.8** Hasil Prediksi dengan Parameter Biner Model UNIQUAC Sistem Terner n-Heptane (1) + 1-Butanol (2) + DEC (3) (*cont.*)

$x_1$ (Fraksi Mol)	$x_2$ (Fraksi Mol)	$x_3$ (Fraksi Mol)	$T = 313.15\text{ K}$				$T = 315.65\text{ K}$			
			$P_{\text{calculation}}$ / kPa	$y_1$ (Fraksi Mol)	$y_2$ (Fraksi Mol)	$y_3$ (Fraksi Mol)	$P_{\text{calculation}}$ / kPa	$y_1$ (Fraksi Mol)	$y_2$ (Fraksi Mol)	$y_3$ (Fraksi Mol)
0.75	0.25	0.00	13.18	0.8052	0.1948	0.0000	14.81	0.7987	0.2013	0.0000
0.77	0.19	0.04	12.88	0.8160	0.1697	0.0143	14.46	0.8100	0.1755	0.0145
0.78	0.13	0.08	12.52	0.8341	0.1322	0.0337	14.04	0.8291	0.1368	0.0342
0.80	0.07	0.13	12.07	0.8619	0.0778	0.0603	13.53	0.8582	0.0806	0.0611
0.66	0.26	0.08	12.56	0.8025	0.1719	0.0257	14.11	0.7959	0.1781	0.0261
0.58	0.26	0.16	11.94	0.7921	0.1541	0.0538	13.41	0.7854	0.1600	0.0546
0.49	0.26	0.25	11.28	0.7742	0.1412	0.0846	12.67	0.7673	0.1469	0.0858

$x_1$ (Fraksi Mol)	$x_2$ (Fraksi Mol)	$x_3$ (Fraksi Mol)	$T = 318.15\text{ K}$				$T = 320.65\text{ K}$			
			$P_{\text{calculation}}$ / kPa	$y_1$ (Fraksi Mol)	$y_2$ (Fraksi Mol)	$y_3$ (Fraksi Mol)	$P_{\text{calculation}}$ / kPa	$y_1$ (Fraksi Mol)	$y_2$ (Fraksi Mol)	$y_3$ (Fraksi Mol)
0.75	0.25	0.00	16.61	0.7921	0.2079	0.0000	18.59	0.7857	0.2143	0.0000
0.77	0.19	0.04	16.21	0.8041	0.1812	0.0147	18.13	0.7982	0.1869	0.0149
0.78	0.13	0.08	15.72	0.8240	0.1414	0.0346	17.57	0.8190	0.1460	0.0351
0.80	0.07	0.13	15.12	0.8545	0.0835	0.0620	16.87	0.8509	0.0863	0.0628
0.66	0.26	0.08	15.82	0.7893	0.1843	0.0264	17.70	0.7827	0.1904	0.0268
0.58	0.26	0.16	15.03	0.7787	0.1659	0.0554	16.81	0.7720	0.1718	0.0562
0.49	0.26	0.25	14.20	0.7605	0.1525	0.0870	15.88	0.7536	0.1581	0.0882

**Tabel 4.8** Hasil Prediksi dengan Parameter Biner Model UNIQUAC Sistem Terner n-Heptane (1) + 1-Butanol (2) + DEC (3) (*cont.*)

$x_1$ (Fraksi Mol)	$x_2$ (Fraksi Mol)	$x_3$ (Fraksi Mol)	$P_{\text{calculation}}$ kPa	$T = 323.15 \text{ K}$		
				$y_1$ (Fraksi Mol)	$y_2$ (Fraksi Mol)	$y_3$ (Fraksi Mol)
0.75	0.25	0.00	20.77	0.7793	0.2207	0.0000
0.77	0.19	0.04	20.24	0.7923	0.1926	0.0151
0.78	0.13	0.08	19.59	0.8140	0.1505	0.0356
0.80	0.07	0.13	18.78	0.8473	0.0891	0.0636
0.66	0.26	0.08	19.76	0.7762	0.1965	0.0272
0.58	0.26	0.16	18.77	0.7654	0.1776	0.0570
0.49	0.26	0.25	17.72	0.7468	0.1638	0.0894

**Tabel 4.9** Hasil Perhitungan Koefisien Aktivitas Sistem Ternern n-Heptana + 1-Butanol + DEC

x1	x2	x3	Model Wilson			Model NRTL			Model UNIQUAC		
			303.15 K								
			$\gamma_1$	$\gamma_2$	$\gamma_3$	$\gamma_1$	$\gamma_2$	$\gamma_3$	$\gamma_1$	$\gamma_2$	$\gamma_3$
0.75	0.25	0.00	1.22	3.39	1.13	1.18	3.80	1.24	1.16	4.23	1.21
0.77	0.19	0.04	1.16	3.98	1.27	1.13	4.33	1.37	1.12	4.69	1.36
0.78	0.13	0.08	1.11	4.71	1.44	1.09	4.95	1.53	1.08	5.20	1.54
0.80	0.07	0.13	1.07	5.64	1.67	1.05	5.69	1.72	1.05	5.77	1.74
0.66	0.26	0.08	1.27	3.00	1.24	1.25	3.21	1.24	3.00	3.48	1.20
0.58	0.26	0.16	1.34	2.63	1.25	1.35	2.73	1.22	2.63	2.90	1.19
0.49	0.26	0.25	1.45	2.32	1.22	1.47	2.35	1.18	2.32	2.46	1.16
x1	x2	x3	Model Wilson			Model NRTL			Model UNIQUAC		
			305.65 K								
			$\gamma_1$	$\gamma_2$	$\gamma_3$	$\gamma_1$	$\gamma_2$	$\gamma_3$	$\gamma_1$	$\gamma_2$	$\gamma_3$
0.75	0.25	0.00	1.22	3.38	1.13	1.18	3.77	1.24	1.15	4.19	1.21
0.77	0.19	0.04	1.16	3.96	1.27	1.13	4.29	1.37	1.12	4.64	1.36
0.78	0.13	0.08	1.11	4.69	1.44	1.09	4.91	1.53	1.08	5.15	1.54
0.80	0.07	0.13	1.07	5.60	1.67	1.05	5.63	1.72	1.05	5.71	1.74
0.66	0.26	0.08	1.27	2.99	1.24	1.25	3.19	1.24	1.24	3.45	1.21
0.58	0.26	0.16	1.34	2.62	1.25	1.34	2.72	1.22	1.34	2.89	1.19
0.49	0.26	0.25	1.44	2.31	1.22	1.46	2.34	1.18	1.46	2.45	1.16

**Tabel 4.9** Hasil Perhitungan Koefisien Aktivitas Sistem Ternern n-Heptana + 1-Butanol + DEC (*cont.*)

x1	x2	x3	Model Wilson			Model NRTL			Model UNIQUAC		
			308.15 K								
			$\gamma_1$	$\gamma_2$	$\gamma_3$	$\gamma_1$	$\gamma_2$	$\gamma_3$	$\gamma_1$	$\gamma_2$	$\gamma_3$
0.75	0.25	0.00	1.22	3.37	1.13	1.18	3.74	1.25	1.15	4.15	1.22
0.77	0.19	0.04	1.16	3.95	1.26	1.13	4.26	1.37	1.12	4.60	1.37
0.78	0.13	0.08	1.11	4.67	1.44	1.09	4.86	1.52	1.08	5.10	1.54
0.80	0.07	0.13	1.06	5.57	1.66	1.05	5.58	1.71	1.05	5.65	1.73
0.66	0.26	0.08	1.27	2.98	1.23	1.25	3.17	1.24	1.24	3.43	1.21
0.58	0.26	0.16	1.34	2.62	1.25	1.34	2.71	1.22	1.34	2.87	1.19
0.49	0.26	0.25	1.44	2.31	1.22	1.46	2.33	1.18	1.46	2.44	1.16
x1	x2	x3	Model Wilson			Model NRTL			Model UNIQUAC		
			310.65 K								
			$\gamma_1$	$\gamma_2$	$\gamma_3$	$\gamma_1$	$\gamma_2$	$\gamma_3$	$\gamma_1$	$\gamma_2$	$\gamma_3$
0.75	0.25	0.00	1.22	3.36	1.13	1.18	3.71	1.25	1.15	4.11	1.22
0.77	0.19	0.04	1.16	3.93	1.26	1.13	4.22	1.37	1.11	4.55	1.37
0.78	0.13	0.08	1.11	4.64	1.43	1.09	4.82	1.52	1.08	5.05	1.54
0.80	0.07	0.13	1.06	5.64	1.66	1.05	5.53	1.71	1.05	5.59	1.73
0.66	0.26	0.08	1.27	2.97	1.23	1.25	3.15	1.24	1.23	3.40	1.21
0.58	0.26	0.16	1.34	2.61	1.24	1.34	2.69	1.22	1.33	2.85	1.19
0.49	0.26	0.25	1.44	2.30	1.21	1.46	2.32	1.18	1.46	2.43	1.16

**Tabel 4.9** Hasil Perhitungan Koefisien Aktivitas Sistem Ternern n-Heptana + 1-Butanol + DEC (*cont.*)

x1	x2	x3	Model Wilson			Model NRTL			Model UNIQUAC		
			313.15 K								
			$\gamma_1$	$\gamma_2$	$\gamma_3$	$\gamma_1$	$\gamma_2$	$\gamma_3$	$\gamma_1$	$\gamma_2$	$\gamma_3$
0.75	0.25	0.00	1.22	3.35	1.13	1.17	3.69	1.25	1.15	4.07	1.22
0.77	0.19	0.04	1.16	3.91	1.26	1.13	4.19	1.37	1.11	4.51	1.37
0.78	0.13	0.08	1.11	4.62	1.43	1.09	4.78	1.52	1.08	5.00	1.54
0.80	0.07	0.13	1.06	5.50	1.65	1.05	5.48	1.71	1.05	5.54	1.72
0.66	0.26	0.08	1.27	2.96	1.23	1.25	3.13	1.24	1.23	3.37	1.21
0.58	0.26	0.16	1.34	2.60	1.24	1.34	2.68	1.22	1.33	2.84	1.19
0.49	0.26	0.25	1.44	2.30	1.21	1.45	2.31	1.18	1.45	2.42	1.16
x1	x2	x3	Model Wilson			Model NRTL			Model UNIQUAC		
			315.65 K								
			$\gamma_1$	$\gamma_2$	$\gamma_3$	$\gamma_1$	$\gamma_2$	$\gamma_3$	$\gamma_1$	$\gamma_2$	$\gamma_3$
0.75	0.25	0.00	1.22	3.34	1.13	1.17	3.66	1.25	1.15	4.03	1.23
0.77	0.19	0.04	1.16	3.90	1.26	1.13	4.16	1.37	1.11	4.47	1.37
0.78	0.13	0.08	1.11	4.59	1.43	1.09	4.74	1.52	1.08	4.95	1.53
0.80	0.07	0.13	1.06	5.47	1.65	1.05	5.43	1.70	1.05	5.48	1.72
0.66	0.26	0.08	1.27	2.95	1.23	1.24	3.11	1.24	1.23	3.35	1.22
0.58	0.26	0.16	1.33	2.60	1.24	1.33	2.66	1.22	1.33	2.82	1.19
0.49	0.26	0.25	1.43	2.29	1.21	1.45	2.31	1.17	1.45	2.41	1.16



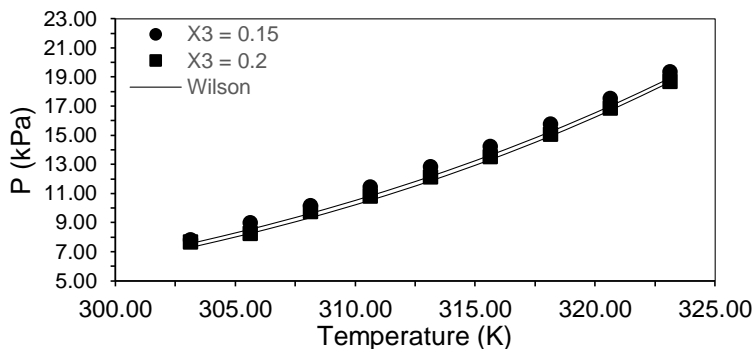
**Tabel 4.9** Hasil Perhitungan Koefisien Aktivitas Sistem Ternern n-Heptana + 1-Butanol + DEC (*cont.*)

x1	x2	x3	Model Wilson			Model NRTL			Model UNIQUAC		
			318.15 K								
			$\gamma_1$	$\gamma_2$	$\gamma_3$	$\gamma_1$	$\gamma_2$	$\gamma_3$	$\gamma_1$	$\gamma_2$	$\gamma_3$
0.75	0.25	0.00	1.21	3.33	1.13	1.17	3.63	1.26	1.15	3.99	1.23
0.77	0.19	0.04	1.16	3.88	1.26	1.13	4.12	1.37	1.11	4.43	1.37
0.78	0.13	0.08	1.11	4.57	1.43	1.09	4.70	1.52	1.08	4.90	1.53
0.80	0.07	0.13	1.06	5.43	1.64	1.05	5.39	1.70	1.05	5.43	1.71
0.66	0.26	0.08	1.26	2.94	1.23	1.24	3.09	1.24	1.23	3.33	1.22
0.58	0.26	0.16	1.33	2.59	1.24	1.33	2.65	1.22	1.32	2.80	1.19
0.49	0.26	0.25	1.43	2.28	1.21	1.45	2.30	1.17	1.44	2.40	1.16
x1	x2	x3	Model Wilson			Model NRTL			Model UNIQUAC		
			320.65 K								
			$\gamma_1$	$\gamma_2$	$\gamma_3$	$\gamma_1$	$\gamma_2$	$\gamma_3$	$\gamma_1$	$\gamma_2$	$\gamma_3$
0.75	0.25	0.00	1.21	3.32	1.13	1.17	3.61	1.26	1.15	3.96	1.23
0.77	0.19	0.04	1.16	3.87	1.26	1.13	4.09	1.37	1.11	4.38	1.37
0.78	0.13	0.08	1.11	4.55	1.42	1.09	4.66	1.51	1.08	4.86	1.53
0.80	0.07	0.13	1.06	5.40	1.64	1.05	5.34	1.69	1.05	5.38	1.71
0.66	0.26	0.08	1.26	2.93	1.22	1.24	3.07	1.24	1.23	3.30	1.22
0.58	0.26	0.16	1.33	2.58	1.23	1.33	2.64	1.21	1.32	2.79	1.20
0.49	0.26	0.25	1.43	2.28	1.20	1.45	2.29	1.17	1.44	2.39	1.16

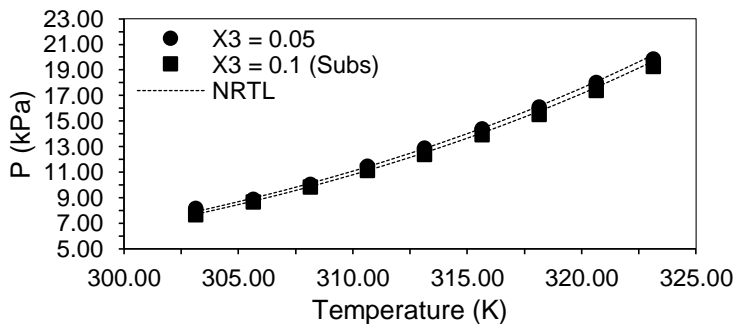
**Tabel 4.9** Hasil Perhitungan Koefisien Aktivitas Sistem Ternern n-Heptana + 1-Butanol + DEC (*cont.*)

x1	x2	x3	Model Wilson			Model NRTL			Model UNIQUAC		
			323.15 K								
			$\gamma_1$	$\gamma_2$	$\gamma_3$	$\gamma_1$	$\gamma_2$	$\gamma_3$	$\gamma_1$	$\gamma_2$	$\gamma_3$
0.75	0.25	0.00	1.21	3.31	1.13	1.17	3.58	1.26	1.15	3.92	1.24
0.77	0.19	0.04	1.15	3.85	1.26	1.12	4.06	1.37	1.11	4.34	1.37
0.78	0.13	0.08	1.10	4.53	1.42	1.09	4.63	1.51	1.08	4.81	1.53
0.80	0.07	0.13	1.06	5.37	1.63	1.05	5.29	1.69	1.05	5.33	1.71
0.66	0.26	0.08	1.26	2.92	1.22	1.24	3.05	1.25	1.22	3.28	1.22
0.58	0.26	0.16	1.33	2.57	1.23	1.33	2.62	1.21	1.32	2.77	1.20
0.49	0.26	0.25	1.43	2.27	1.20	1.44	2.28	1.17	1.44	2.38	1.17

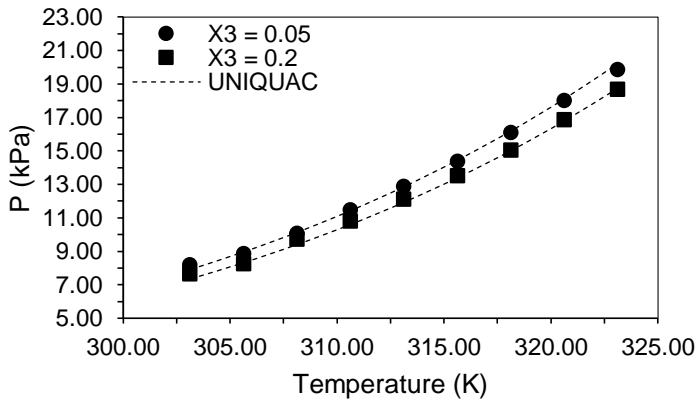
Hasil eksperimen yang diperoleh dikomparasi dengan prediksi menggunakan parameter biner yang diperoleh dan dapat di tunjukan pada gambar berikut:



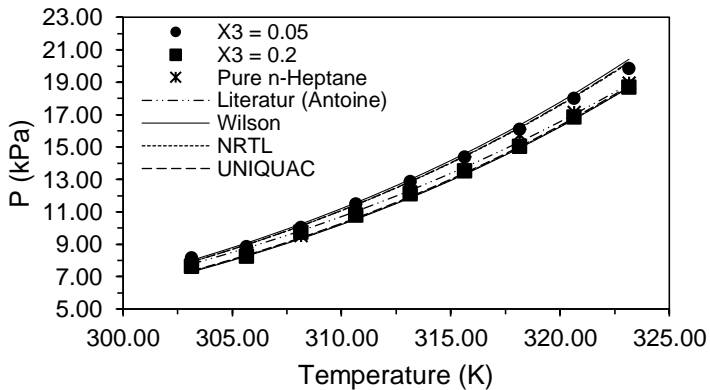
**Gambar 4.3** Komparasi Data Eksperimen Pengukuran Tekanan Uap Campuran Sistem n-Heptana (1) + 1-Butanol (2) + DEC (3) pada berbagai Temperatur dengan Hasil Prediksi menggunakan Parameter Biner Model Wilson



**Gambar 4.4** Komparasi Data Eksperimen Pengukuran Tekanan Uap Campuran Sistem n-Heptana (1) + 1-Butanol (2) + DEC (3) pada berbagai Temperatur dengan Hasil Prediksi menggunakan Parameter Biner Model NRTL



**Gambar 4.5** Komparasi Data Eksperimen Pengukuran Tekanan Uap Campuran Sistem n-Heptana (1) + 1-Butanol (2) + DEC (3) pada berbagai Temperatur dengan Hasil Prediksi menggunakan Parameter Biner Model UNIQAC



**Gambar 4.6** Komparasi Data Eksperimen Pengukuran Tekanan Uap Campuran Sistem n-Heptana (1) + 1-Butanol (2) + DEC (3) pada berbagai Temperatur dengan Hasil Prediksi menggunakan Parameter Biner Model Wilson, NRTL, dan UNIQAC

Tabel 4.6, 4.7, 4.8 dan Gambar 4.3, 4.4, 4.5 menunjukkan bahwa tekanan uap campuran dari sistem n-heptana + 1-butanol + DEC bertambah seiring dengan kenaikan temperatur sistem dari 303,15 K hingga 323,15 K. Ditunjukkan dalam Gambar 4.3 hingga Gambar 4.6 beberapa titik komposisi massa DEC sebagai data representatif untuk menunjukkan pengaruh penambahan DEC terhadap tekanan uap campuran. Pada penelitian-penelitian terdahulu, penambahan DEC seharusnya dapat menurunkan tekanan uap campuran, hal ini dikarenakan tekanan uap DEC lebih rendah dibandingkan dengan tekanan uap campuran. Namun, pada penelitian ini diperoleh beberapa data yang menunjukkan kenaikan tekanan uap campuran seiring dengan penambahan DEC. Apabila dilihat pada tabel 4.9, hasil perhitungan koefisien aktifitas untuk sistem n-heptana + 1-butanol + DEC dengan persamaan Wilson, NRTL, dan UNIQUAC menunjukkan bahwa koefisien aktifitas 1-butanol merupakan yang terbesar dibandingkan dengan komponen lain. Hal ini menunjukkan bahwa 1-butanol memiliki pengaruh terbesar terhadap nilai tekanan uap campuran mengingat bahwa tekanan uap 1-butanol merupakan yang terkecil dibandingkan komponen lain dalam sistem.

Fraksi mol uap terbesar di dominasi oleh hidrokarbonnya, yaitu n-heptana, diikuti oleh fraksi uap 1-butanol kemudian fraksi uap DEC. Fraksi uap n-heptana turun perlahan seiring dengan penambahan konsentrasi DEC. Fraksi uap DEC naik, dan fraksi uap 1-butanol turun seiring dengan penambahan DEC. Berdasarkan Gambar 4.6 terlihat bahwa pada campuran n-heptana + 1-butanol tekanan uap campuran berada di atas range tekanan murni n-heptana. Mengingat bahwa tekanan uap campuran yang tinggi pada bahan bakar mempunyai potensi terjadinya *vapor lock*. Fraksi mol fasa uap serta tekanan uap korelasi diperoleh berdasarkan konsep kesetimbangan dengan menggunakan parameter biner dari penelitian sebelumnya, kemudian didapatkan nilai koefisien aktifitas yang diperoleh dari model Wilson, NRTL,

serta UNIQUAC untuk menghitung tekanan uap korelasi serta fraksi mol fasa uap. Berdasarkan hasil korelasi, nilai AAD yang diperoleh menggunakan model Wilson adalah sebesar 3,21%, AAD untuk model NRTL sebesar 2,90%, dan AAD untuk model UNIQUAC sebesar 2,92%.

#### **4.4.2 Sistem Ternern Isooktana (1) + 1-Butanol (2) + DEC (3)**

Data hasil perhitungan vapor pressure dengan menggunakan model Wilson, NRTL, dan UNIQUAC pada sistem Isooktana (1) + 1-Butanol (2) + DEC (3) disajikan dalam Tabel 4.9, Tabel 4.10, dan Tabel 4.11.

**Tabel 4.10** Hasil Prediksi dengan Parameter Biner Model Wilson Sistem Terner Isooktana (1) + 1-Butanol (2) + DEC (3)

			$T = 303.15\text{ K}$				$T = 305.65\text{ K}$			
$x_1$	$x_2$	$x_3$	$P_{\text{calculation}}$ / kPa	$y_1$ (Fraksi Mol)	$y_2$ (Fraksi Mol)	$y_3$ (Fraksi Mol)	$P_{\text{calculation}}$ / kPa	$y_1$ (Fraksi Mol)	$y_2$ (Fraksi Mol)	$y_3$ (Fraksi Mol)
0.72	0.28	0.00	8.86	0.8695	0.0512	0.0000	9.99	0.8626	0.0540	0.0000
0.74	0.21	0.04	8.60	0.8648	0.0382	0.0123	9.70	0.8582	0.0403	0.0126
0.76	0.15	0.09	8.34	0.8659	0.0255	0.0300	9.40	0.8600	0.0269	0.0305
0.78	0.08	0.14	8.04	0.8764	0.0129	0.0563	9.05	0.8719	0.0136	0.0572
0.63	0.28	0.09	8.28	0.8499	0.0572	0.0249	9.34	0.8429	0.0603	0.0253
0.54	0.28	0.18	7.74	0.8270	0.0649	0.0544	8.74	0.8200	0.0684	0.0553
0.46	0.28	0.26	7.23	0.8021	0.0756	0.0853	8.17	0.7948	0.0796	0.0867

			$T = 308.15\text{ K}$				$T = 310.65\text{ K}$			
$x_1$	$x_2$	$x_3$	$P_{\text{calculation}}$ / kPa	$y_1$ (Fraksi Mol)	$y_2$ (Fraksi Mol)	$y_3$ (Fraksi Mol)	$P_{\text{calculation}}$ / kPa	$y_1$ (Fraksi Mol)	$y_2$ (Fraksi Mol)	$y_3$ (Fraksi Mol)
0.72	0.28	0.00	11.25	0.8555	0.0568	0.0000	12.64	0.8484	0.0596	0.0000
0.74	0.21	0.04	10.92	0.8515	0.0424	0.0128	12.27	0.8447	0.0445	0.0130
0.76	0.15	0.09	10.58	0.8541	0.0283	0.0310	11.88	0.8481	0.0298	0.0315
0.78	0.08	0.14	10.17	0.8674	0.0144	0.0582	11.40	0.8628	0.0152	0.0592
0.63	0.28	0.09	10.52	0.8358	0.0634	0.0257	11.83	0.8287	0.0665	0.0261
0.54	0.28	0.18	9.84	0.8129	0.0719	0.0561	11.07	0.8057	0.0755	0.0569
0.46	0.28	0.26	9.20	0.7875	0.0836	0.0880	10.35	0.7802	0.0877	0.0893

**Tabel 4.10** Hasil Prediksi dengan Parameter Biner Model Wilson Sistem Terner Isooktana (1) + 1-Butanol (2) + DEC (3) (*cont.*)

			$T = 313.15 \text{ K}$				$T = 315.65 \text{ K}$			
$x_1$ (Fraksi Mol)	$x_2$ (Fraksi Mol)	$x_3$ (Fraksi Mol)	$P_{\text{calculation}}$ / kPa	$y_1$ (Fraksi Mol)	$y_2$ (Fraksi Mol)	$y_3$ (Fraksi Mol)	$P_{\text{calculation}}$ / kPa	$y_1$ (Fraksi Mol)	$y_2$ (Fraksi Mol)	$y_3$ (Fraksi Mol)
0.72	0.28	0.00	14.17	0.8413	0.0625	0.0000	15.86	0.8341	0.0653	0.0000
0.74	0.21	0.04	13.75	0.8379	0.0467	0.0132	15.39	0.8311	0.0488	0.0134
0.76	0.15	0.09	13.31	0.8420	0.0313	0.0320	14.88	0.8360	0.0327	0.0325
0.78	0.08	0.14	12.76	0.8582	0.0159	0.0602	14.25	0.8536	0.0167	0.0611
0.63	0.28	0.09	13.27	0.8216	0.0697	0.0265	14.85	0.8144	0.0729	0.0269
0.54	0.28	0.18	12.42	0.7985	0.0790	0.0578	13.90	0.7913	0.0827	0.0586
0.46	0.28	0.26	11.61	0.7728	0.0918	0.0907	13.01	0.7654	0.0959	0.0919

			$T = 318.15 \text{ K}$				$T = 320.65 \text{ K}$			
$x_1$ (Fraksi Mol)	$x_2$ (Fraksi Mol)	$x_3$ (Fraksi Mol)	$P_{\text{calculation}}$ / kPa	$y_1$ (Fraksi Mol)	$y_2$ (Fraksi Mol)	$y_3$ (Fraksi Mol)	$P_{\text{calculation}}$ / kPa	$y_1$ (Fraksi Mol)	$y_2$ (Fraksi Mol)	$y_3$ (Fraksi Mol)
0.72	0.28	0.00	17.72	0.8268	0.0682	0.0000	19.75	0.8196	0.0712	0.0000
0.74	0.21	0.04	17.19	0.8243	0.0510	0.0136	17.19	0.8174	0.0532	0.0138
0.76	0.15	0.09	16.61	0.8299	0.0342	0.0330	16.61	0.8238	0.0358	0.0335
0.78	0.08	0.14	15.88	0.8490	0.0175	0.0621	15.88	0.8443	0.0183	0.0630
0.63	0.28	0.09	16.60	0.8072	0.0761	0.0273	18.52	0.8000	0.0794	0.0276
0.54	0.28	0.18	15.54	0.7840	0.0863	0.0594	17.34	0.7768	0.0899	0.0601
0.46	0.28	0.26	14.54	0.7580	0.1001	0.0932	16.23	0.7507	0.1043	0.0944



**Tabel 4.10** Hasil Prediksi dengan Parameter Biner Model Wilson Sistem Terner Isooktana (1) + 1-Butanol (2) + DEC (3) (*cont.*)

$x_1$ (Fraksi Mol)	$x_2$ (Fraksi Mol)	$x_3$ (Fraksi Mol)	$P_{\text{calculation}}/\text{kPa}$	$T = 323.15 \text{ K}$		
				$y_1$ (Fraksi Mol)	$y_2$ (Fraksi Mol)	$y_3$ (Fraksi Mol)
0.72	0.28	0.00	21.99	0.8123	0.0741	0.0000
0.74	0.21	0.04	17.19	0.8105	0.0554	0.0140
0.76	0.15	0.09	16.61	0.8177	0.0373	0.0340
0.78	0.08	0.14	15.88	0.8397	0.0191	0.0640
0.63	0.28	0.09	20.62	0.7928	0.0826	0.0280
0.54	0.28	0.18	19.31	0.7695	0.0936	0.0609
0.46	0.28	0.26	18.08	0.7433	0.1085	0.0957

**Tabel 4.11** Hasil Prediksi dengan Parameter Biner Model NRTL Sistem Terner Isooktana (1) + 1-Butanol (2) + DEC (3)

			$T = 303.15\text{ K}$					$T = 303.65\text{ K}$				
$x_1$	$x_2$	$x_3$	$P_{\text{calculation}}$ / kPa	$y_1$ (Fraksi Mol)	$y_2$ (Fraksi Mol)	$y_3$ (Fraksi Mol)	$P_{\text{calculation}}$ / kPa	$y_1$ (Fraksi Mol)	$y_2$ (Fraksi Mol)	$y_3$ (Fraksi Mol)		
0.72	0.28	0.00	8.76	0.8486	0.1514	0.0000	9.89	0.8414	0.1586	0.0000		
0.74	0.21	0.04	8.53	0.8484	0.1387	0.0129	9.63	0.8416	0.1453	0.0132		
0.76	0.15	0.09	8.29	0.8549	0.1140	0.0311	9.34	0.8490	0.1194	0.0317		
0.78	0.08	0.14	7.99	0.8716	0.0711	0.0574	9.00	0.8670	0.0745	0.0584		
0.63	0.28	0.09	8.31	0.8410	0.1351	0.0239	9.37	0.8339	0.1417	0.0244		
0.54	0.28	0.18	7.84	0.8270	0.1222	0.0509	8.85	0.8199	0.1283	0.0518		
0.46	0.28	0.26	7.37	0.8079	0.1122	0.0799	8.31	0.8006	0.1180	0.0814		

			$T = 308.15\text{ K}$					$T = 310.65\text{ K}$				
$x_1$	$x_2$	$x_3$	$P_{\text{calculation}}$ / kPa	$y_1$ (Fraksi Mol)	$y_2$ (Fraksi Mol)	$y_3$ (Fraksi Mol)	$P_{\text{calculation}}$ / kPa	$y_1$ (Fraksi Mol)	$y_2$ (Fraksi Mol)	$y_3$ (Fraksi Mol)		
0.72	0.28	0.00	11.14	0.8342	0.1658	0.0000	12.52	0.8269	0.1731	0.0000		
0.74	0.21	0.04	10.84	0.8347	0.1518	0.0134	12.19	0.8279	0.1584	0.0137		
0.76	0.15	0.09	10.52	0.8430	0.1248	0.0323	11.81	0.8370	0.1302	0.0329		
0.78	0.08	0.14	10.11	0.8625	0.0780	0.0595	11.34	0.8580	0.0814	0.0606		
0.63	0.28	0.09	10.56	0.8268	0.1484	0.0248	11.86	0.8196	0.1551	0.0253		
0.54	0.28	0.18	9.96	0.8127	0.1345	0.0528	11.19	0.8056	0.1407	0.0538		
0.46	0.28	0.26	9.36	0.7934	0.1238	0.0829	10.52	0.7861	0.1296	0.0843		

**Tabel 4.11** Hasil Prediksi dengan Parameter Biner Model NRTL Sistem Terner Isooktana (1) + 1-Butanol (2) + DEC (3) (cont.)

			$T = 313.15\text{ K}$				$T = 315.65\text{ K}$			
$x_1$	$x_2$	$x_3$	$P_{\text{calculation}}$	$y_1$	$y_2$	$y_3$	$P_{\text{calculation}}$	$y_1$	$y_2$	$y_3$
(Fraksi Mol)	(Fraksi Mol)	(Fraksi Mol)	/ kPa	(Fraksi Mol)	(Fraksi Mol)	(Fraksi Mol)	/ kPa	(Fraksi Mol)	(Fraksi Mol)	(Fraksi Mol)
0.72	0.28	0.00	14.05	0.8196	0.1804	0.0000	15.73	0.8124	0.1876	0.0000
0.74	0.21	0.04	13.67	0.8211	0.1650	0.0139	15.30	0.8143	0.1715	0.0142
0.76	0.15	0.09	13.23	0.8310	0.1356	0.0334	14.80	0.8250	0.1410	0.0340
0.78	0.08	0.14	12.69	0.8534	0.0849	0.0617	14.17	0.8489	0.0884	0.0628
0.63	0.28	0.09	13.30	0.8124	0.1618	0.0258	14.89	0.8052	0.1685	0.0263
0.54	0.28	0.18	12.55	0.7984	0.1469	0.0547	14.05	0.7912	0.1532	0.0557
0.46	0.28	0.26	11.79	0.7788	0.1355	0.0858	13.20	0.7715	0.1413	0.0872

			$T = 318.15\text{ K}$				$T = 320.65\text{ K}$			
$x_1$	$x_2$	$x_3$	$P_{\text{calculation}}$	$y_1$	$y_2$	$y_3$	$P_{\text{calculation}}$	$y_1$	$y_2$	$y_3$
(Fraksi Mol)	(Fraksi Mol)	(Fraksi Mol)	/ kPa	(Fraksi Mol)	(Fraksi Mol)	(Fraksi Mol)	/ kPa	(Fraksi Mol)	(Fraksi Mol)	(Fraksi Mol)
0.72	0.28	0.00	17.58	0.8051	0.1949	0.0000	19.61	0.7979	0.2021	0.0000
0.74	0.21	0.04	17.09	0.8075	0.1781	0.0145	19.06	0.8007	0.1846	0.0147
0.76	0.15	0.09	16.52	0.8190	0.1464	0.0346	18.41	0.8130	0.1518	0.0352
0.78	0.08	0.14	15.79	0.8443	0.0919	0.0638	17.57	0.8398	0.0953	0.0649
0.63	0.28	0.09	16.64	0.7980	0.1752	0.0267	18.55	0.7909	0.1819	0.0272
0.54	0.28	0.18	15.70	0.7840	0.1594	0.0566	17.50	0.7768	0.1657	0.0575
0.46	0.28	0.26	14.75	0.7641	0.1473	0.0886	16.45	0.7568	0.1532	0.0900

**Tabel 4.11** Hasil Prediksi dengan Parameter Biner Model NRTL Sistem Terner Isooktana (1) + 1-Butanol (2) + DEC (3) (cont.)

$x_1$ (Fraksi Mol)	$x_2$ (Fraksi Mol)	$x_3$ (Fraksi Mol)	$T = 323.15\text{ K}$			
			$P_{\text{calculation}}/\text{kPa}$	$y_1$ (Fraksi Mol)	$y_2$ (Fraksi Mol)	$y_3$ (Fraksi Mol)
0.72	0.28	0.00	21.83	0.7907	0.2093	0.0000
0.74	0.21	0.04	21.22	0.7939	0.1911	0.0150
0.76	0.15	0.09	20.48	0.8071	0.1572	0.0358
0.78	0.08	0.14	19.51	0.8352	0.0988	0.0660
0.63	0.28	0.09	20.65	0.7837	0.1886	0.0276
0.54	0.28	0.18	19.48	0.7696	0.1720	0.0584
0.46	0.28	0.26	18.31	0.7495	0.1591	0.0914

**Tabel 4.12** Hasil Prediksi dengan Parameter Biner Model UNIQUAC Sistem Terner Isooktana (1) + 1-Butanol (2) + DEC (3)

$T = 303.15 \text{ K}$							$T = 305.65 \text{ K}$						
$x_1$ (Fraksi Mol)	$x_2$ (Fraksi Mol)	$x_3$ (Fraksi Mol)	$P_{\text{calculation}}$ / kPa	$y_1$ (Fraksi Mol)	$y_2$ (Fraksi Mol)	$y_3$ (Fraksi Mol)	$P_{\text{calculation}}$ / kPa	$y_1$ (Fraksi Mol)	$y_2$ (Fraksi Mol)	$y_3$ (Fraksi Mol)			
0.72	0.28	0.00	8.72	0.8184	0.1816	0.0000	9.86	0.8106	0.1894	0.0000			
0.74	0.21	0.04	8.51	0.8264	0.1599	0.0137	9.61	0.8192	0.1668	0.0140			
0.76	0.15	0.09	8.27	0.8414	0.1258	0.0328	9.33	0.8352	0.1314	0.0334			
0.78	0.08	0.14	7.98	0.8657	0.0748	0.0595	8.99	0.8612	0.0782	0.0606			
0.63	0.28	0.09	8.31	0.8195	0.1564	0.0241	9.38	0.8118	0.1636	0.0246			
0.54	0.28	0.18	7.89	0.8129	0.1369	0.0502	8.91	0.8052	0.1436	0.0512			
0.46	0.28	0.26	7.46	0.7995	0.1224	0.0781	8.42	0.7917	0.1286	0.0796			

$T = 308.15 \text{ K}$							$T = 310.65 \text{ K}$						
$x_1$ (Fraksi Mol)	$x_2$ (Fraksi Mol)	$x_3$ (Fraksi Mol)	$P_{\text{calculation}}$ / kPa	$y_1$ (Fraksi Mol)	$y_2$ (Fraksi Mol)	$y_3$ (Fraksi Mol)	$P_{\text{calculation}}$ / kPa	$y_1$ (Fraksi Mol)	$y_2$ (Fraksi Mol)	$y_3$ (Fraksi Mol)			
0.72	0.28	0.00	11.12	0.8029	0.1971	0.0000	12.51	0.7952	0.2048	0.0000			
0.74	0.21	0.04	10.83	0.8121	0.1737	0.0142	12.18	0.8049	0.1806	0.0145			
0.76	0.15	0.09	10.50	0.8291	0.1369	0.0340	11.80	0.8230	0.1424	0.0346			
0.78	0.08	0.14	10.10	0.8567	0.0816	0.0617	11.32	0.8522	0.0851	0.0628			
0.63	0.28	0.09	10.57	0.8041	0.1708	0.0251	11.88	0.7964	0.1780	0.0256			
0.54	0.28	0.18	10.03	0.7975	0.1502	0.0522	11.27	0.7898	0.1570	0.0532			
0.46	0.28	0.26	9.47	0.7839	0.1349	0.0812	10.64	0.7761	0.1412	0.0827			

**Tabel 4.12** Hasil Prediksi dengan Parameter Biner Model UNIQUAC Sistem Terner Isooktana (1) + 1-Butanol (2) + DEC (3) (*cont.*)

$x_1$ (Fraksi Mol)		$x_2$ (Fraksi Mol)		$x_3$ (Fraksi Mol)		$T = 313.15 \text{ K}$				$T = 315.65 \text{ K}$			
						$P_{\text{calculation}}$ /kPa	$y_1$ (Fraksi Mol)	$y_2$ (Fraksi Mol)	$y_3$ (Fraksi Mol)	$P_{\text{calculation}}$ /kPa	$y_1$ (Fraksi Mol)	$y_2$ (Fraksi Mol)	$y_3$ (Fraksi Mol)
0.72	0.28	0.00	0.00	0.00	0.00	14.05	0.7875	0.2125	0.0000	15.75	0.7798	0.2202	0.0000
0.74	0.21	0.04	0.04	0.04	0.04	13.67	0.7978	0.1874	0.0147	15.32	0.7908	0.1942	0.0150
0.76	0.15	0.09	0.09	0.09	0.09	13.23	0.8168	0.1480	0.0352	14.80	0.8108	0.1535	0.0358
0.78	0.08	0.14	0.14	0.14	0.14	12.67	0.8477	0.0885	0.0638	14.15	0.8432	0.0920	0.0649
0.63	0.28	0.09	0.09	0.09	0.09	13.34	0.7888	0.1852	0.0261	14.94	0.7811	0.1923	0.0266
0.54	0.28	0.18	0.18	0.18	0.18	12.64	0.7821	0.1637	0.0542	14.15	0.7745	0.1704	0.0552
0.46	0.28	0.26	0.26	0.26	0.26	11.93	0.7682	0.1475	0.0842	13.36	0.7604	0.1539	0.0857

$x_1$ (Fraksi Mol)		$x_2$ (Fraksi Mol)		$x_3$ (Fraksi Mol)		$T = 318.15 \text{ K}$				$T = 320.65 \text{ K}$			
						$P_{\text{calculation}}$ /kPa	$y_1$ (Fraksi Mol)	$y_2$ (Fraksi Mol)	$y_3$ (Fraksi Mol)	$P_{\text{calculation}}$ /kPa	$y_1$ (Fraksi Mol)	$y_2$ (Fraksi Mol)	$y_3$ (Fraksi Mol)
0.72	0.28	0.00	0.00	0.00	0.00	17.61	0.7722	0.2278	0.0000	19.67	0.7647	0.2353	0.0000
0.74	0.21	0.04	0.04	0.04	0.04	17.12	0.7838	0.2010	0.0152	19.10	0.7768	0.2077	0.0155
0.76	0.15	0.09	0.09	0.09	0.09	16.52	0.8047	0.1590	0.0363	18.41	0.7987	0.1644	0.0369
0.78	0.08	0.14	0.14	0.14	0.14	15.77	0.8386	0.0954	0.0660	17.54	0.8342	0.0988	0.0670
0.63	0.28	0.09	0.09	0.09	0.09	16.70	0.7735	0.1995	0.0270	18.63	0.7659	0.2066	0.0275
0.54	0.28	0.18	0.18	0.18	0.18	15.82	0.7668	0.1771	0.0561	17.64	0.7591	0.1838	0.0571
0.46	0.28	0.26	0.26	0.26	0.26	14.92	0.7526	0.1602	0.0872	16.63	0.7447	0.1666	0.0887

**Tabel 4.12** Hasil Prediksi dengan Parameter Biner Model UNIQUAC Sistem Terner Isooktana (1) + 1-Butanol (2) + DEC (3) (*cont.*)

$x_1$ (Fraksi Mol)	$x_2$ (Fraksi Mol)	$x_3$ (Fraksi Mol)	$T = 323.15 \text{ K}$			
			$P_{\text{calculation}}/\text{kPa}$	$y_1$ (Fraksi Mol)	$y_2$ (Fraksi Mol)	$y_3$ (Fraksi Mol)
0.72	0.28	0.00	21.92	0.7572	0.2428	0.0000
0.74	0.21	0.04	21.28	0.7699	0.2143	0.0157
0.76	0.15	0.09	20.48	0.7927	0.1698	0.0375
0.78	0.08	0.14	19.47	0.8297	0.1023	0.0681
0.63	0.28	0.09	20.75	0.7584	0.2136	0.0280
0.54	0.28	0.18	19.64	0.7515	0.1905	0.0580
0.46	0.28	0.26	18.52	0.7370	0.1729	0.0901

**Tabel 4.13** Hasil Perhitungan Koefisien Aktivitas Sistem Terner  
Isooktana + 1-Butanol + DEC

x1	x2	x3	Model Wilson			Model NRTL			Model UNIQUAC		
			303.15 K								
			$\gamma_1$	$\gamma_2$	$\gamma_3$	$\gamma_1$	$\gamma_2$	$\gamma_3$	$\gamma_1$	$\gamma_2$	$\gamma_3$
0.75	0.25	0.00	1.28	3.27	1.10	1.24	3.75	1.14	1.19	4.48	1.20
0.77	0.19	0.04	1.21	3.88	1.23	1.17	4.35	1.28	1.14	5.00	1.36
0.78	0.13	0.08	1.14	4.65	1.42	1.12	5.06	1.46	1.10	5.58	1.54
0.80	0.07	0.13	1.08	5.64	1.66	1.07	5.93	1.68	1.06	6.22	1.74
0.66	0.26	0.08	1.33	2.92	1.23	1.33	3.16	1.18	1.29	3.66	1.19
0.58	0.26	0.16	1.41	2.58	1.25	1.43	2.69	1.18	1.42	3.04	1.18
0.49	0.26	0.25	1.53	2.28	1.22	1.57	2.32	1.16	1.58	2.56	1.15
x1	x2	x3	Model Wilson			Model NRTL			Model UNIQUAC		
			305.65 K								
			$\gamma_1$	$\gamma_2$	$\gamma_3$	$\gamma_1$	$\gamma_2$	$\gamma_3$	$\gamma_1$	$\gamma_2$	$\gamma_3$
0.75	0.25	0.00	1.28	3.26	1.10	1.24	3.72	1.14	1.19	4.43	1.20
0.77	0.19	0.04	1.20	3.87	1.23	1.17	4.31	1.28	1.14	4.95	1.36
0.78	0.13	0.08	1.14	4.63	1.41	1.12	5.02	1.46	1.10	5.52	1.54
0.80	0.07	0.13	1.08	5.62	1.65	1.07	5.87	1.68	1.06	6.15	1.74
0.66	0.26	0.08	1.33	2.91	1.23	1.32	3.14	1.18	1.29	3.63	1.20
0.58	0.26	0.16	1.41	2.57	1.25	1.43	2.68	1.18	1.41	3.02	1.18
0.49	0.26	0.25	1.53	2.28	1.21	1.57	2.31	1.16	1.57	2.55	1.15



**Tabel 4.13** Hasil Perhitungan Koefisien Aktivitas Sistem Terner  
Isooktana + 1-Butanol + DEC (*cont.*)

x1	x2	x3	Model Wilson			Model NRTL			Model UNIQUAC		
			308.15 K								
			$\gamma_1$	$\gamma_2$	$\gamma_3$	$\gamma_1$	$\gamma_2$	$\gamma_3$	$\gamma_1$	$\gamma_2$	$\gamma_3$
0.75	0.25	0.00	1.28	3.25	1.10	1.23	3.70	1.15	1.19	4.39	1.21
0.77	0.19	0.04	1.20	3.85	1.23	1.17	4.28	1.28	1.14	4.89	1.36
0.78	0.13	0.08	1.14	4.61	1.41	1.12	4.98	1.46	1.10	5.46	1.53
0.80	0.07	0.13	1.08	5.59	1.08	1.07	5.82	1.68	1.06	6.09	1.73
0.66	0.26	0.08	1.33	2.91	1.33	1.32	3.13	1.18	1.29	3.60	1.20
0.58	0.26	0.16	1.41	2.57	1.41	1.43	2.67	1.18	1.41	3.00	1.18
0.49	0.26	0.25	1.53	2.27	1.53	1.56	2.30	1.16	1.56	2.54	1.15
x1	x2	x3	Model Wilson			Model NRTL			Model UNIQUAC		
			310.65 K								
			$\gamma_1$	$\gamma_2$	$\gamma_3$	$\gamma_1$	$\gamma_2$	$\gamma_3$	$\gamma_1$	$\gamma_2$	$\gamma_3$
0.75	0.25	0.00	1.28	3.25	1.09	1.23	3.67	1.15	1.18	4.34	1.21
0.77	0.19	0.04	1.20	3.84	1.23	1.17	4.25	1.29	1.14	4.84	1.36
0.78	0.13	0.08	1.14	4.60	1.41	1.12	4.94	1.46	1.10	5.40	1.53
0.80	0.07	0.13	1.08	5.66	1.64	1.07	5.77	1.67	1.06	6.02	1.73
0.66	0.26	0.08	1.33	2.90	1.22	1.32	3.11	1.19	1.28	3.57	1.20
0.58	0.26	0.16	1.41	2.56	1.24	1.42	2.65	1.18	1.40	2.98	1.18
0.49	0.26	0.25	1.52	2.27	1.21	1.56	2.29	1.16	1.56	2.52	1.15

**Tabel 4.13** Hasil Perhitungan Koefisien Aktivitas Sistem Terner  
Isooktana + 1-Butanol + DEC (*cont.*)

x1	x2	x3	Model Wilson			Model NRTL			Model UNIQUAC		
			313.15 K								
			$\gamma_1$	$\gamma_2$	$\gamma_3$	$\gamma_1$	$\gamma_2$	$\gamma_3$	$\gamma_1$	$\gamma_2$	$\gamma_3$
0.75	0.25	0.00	1.27	3.24	1.09	1.23	3.65	1.16	1.18	4.30	1.21
0.77	0.19	0.04	1.20	3.83	1.23	1.17	4.22	1.29	1.14	4.79	1.36
0.78	0.13	0.08	1.14	4.58	1.40	1.11	4.90	1.46	1.10	5.34	1.53
0.80	0.07	0.13	1.08	5.53	1.64	1.07	5.72	1.67	1.06	5.96	1.72
0.66	0.26	0.08	1.33	2.89	1.22	1.32	3.09	1.19	1.28	3.54	1.20
0.58	0.26	0.16	1.40	2.55	1.24	1.42	2.64	1.18	1.40	2.96	1.18
0.49	0.26	0.25	1.52	2.26	1.21	1.56	2.28	1.16	1.55	2.51	1.15
x1	x2	x3	Model Wilson			Model NRTL			Model UNIQUAC		
			315.65 K								
			$\gamma_1$	$\gamma_2$	$\gamma_3$	$\gamma_1$	$\gamma_2$	$\gamma_3$	$\gamma_1$	$\gamma_2$	$\gamma_3$
0.75	0.25	0.00	1.27	3.23	1.09	1.23	3.63	1.16	1.18	4.26	1.22
0.77	0.19	0.04	1.20	3.82	1.22	1.17	4.19	1.29	1.13	4.74	1.36
0.78	0.13	0.08	1.13	4.56	1.40	1.11	4.86	1.46	1.09	5.29	1.53
0.80	0.07	0.13	1.08	5.50	1.63	1.07	5.67	1.67	1.06	5.89	1.72
0.66	0.26	0.08	1.33	2.89	1.21	1.31	3.07	1.19	1.28	3.52	1.20
0.58	0.26	0.16	1.40	2.55	1.23	1.42	2.63	1.18	1.40	2.94	1.18
0.49	0.26	0.25	1.52	2.26	1.20	1.55	2.27	1.16	1.55	2.50	1.15

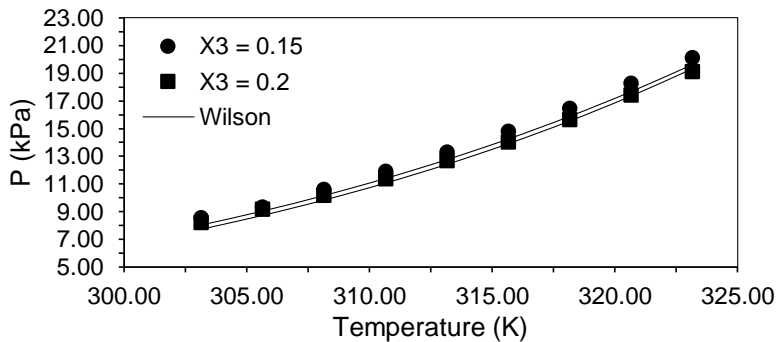
**Tabel 4.13** Hasil Perhitungan Koefisien Aktivitas Sistem Terner  
Isooktana + 1-Butanol + DEC (*cont.*)

x1	x2	x3	Model Wilson			Model NRTL			Model UNIQUAC		
			318.15 K								
			$\gamma_1$	$\gamma_2$	$\gamma_3$	$\gamma_1$	$\gamma_2$	$\gamma_3$	$\gamma_1$	$\gamma_2$	$\gamma_3$
0.75	0.25	0.00	1.27	3.22	1.09	1.23	3.60	1.16	1.18	5.22	1.22
0.77	0.19	0.04	1.20	3.81	1.22	1.17	4.16	1.29	1.13	4.70	1.36
0.78	0.13	0.08	1.13	4.54	1.40	1.11	4.82	1.45	1.09	5.23	1.53
0.80	0.07	0.13	1.08	5.47	1.63	1.07	5.62	1.66	1.06	5.83	1.72
0.66	0.26	0.08	1.32	2.88	1.21	1.31	3.05	1.19	1.28	3.49	1.21
0.58	0.26	0.16	1.40	2.54	1.23	1.41	2.61	1.18	1.39	2.93	1.18
0.49	0.26	0.25	1.52	2.25	1.20	1.55	2.26	1.16	1.54	2.49	1.15
x1	x2	x3	Model Wilson			Model NRTL			Model UNIQUAC		
			320.65 K								
			$\gamma_1$	$\gamma_2$	$\gamma_3$	$\gamma_1$	$\gamma_2$	$\gamma_3$	$\gamma_1$	$\gamma_2$	$\gamma_3$
0.75	0.25	0.00	1.27	3.22	1.09	1.23	3.58	1.16	1.18	4.18	1.22
0.77	0.19	0.04	1.20	3.79	1.22	1.16	4.12	1.29	1.13	4.65	1.36
0.78	0.13	0.08	1.13	4.52	1.39	1.11	4.78	1.45	1.09	5.18	1.53
0.80	0.07	0.13	1.08	5.45	1.62	1.07	5.58	1.66	1.06	5.77	1.71
0.66	0.26	0.08	1.32	2.87	1.21	1.31	3.04	1.19	1.27	3.46	1.21
0.58	0.26	0.16	1.40	2.54	1.23	1.41	2.60	1.18	1.39	2.91	1.18
0.49	0.26	0.25	1.51	2.25	1.20	1.55	2.25	1.16	1.54	2.48	1.15

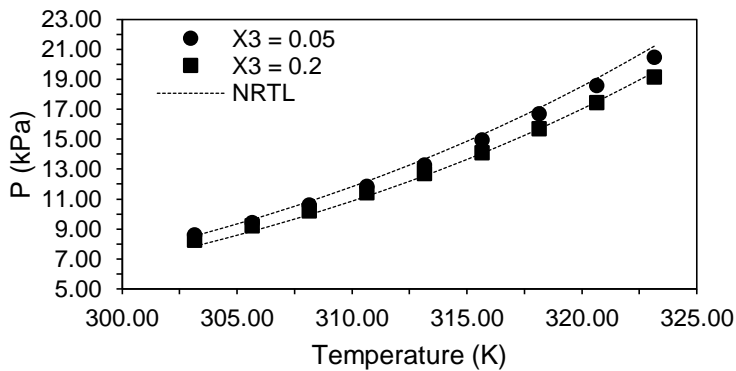
**Tabel 4.13** Hasil Perhitungan Koefisien Aktivitas Sistem Terner  
Isooktana + 1-Butanol + DEC (*cont.*)

x1	x2	x3	323.15 K								
			Model Wilson			Model NRTL			Model UNIQUAC		
			$\gamma_1$	$\gamma_2$	$\gamma_3$	$\gamma_1$	$\gamma_2$	$\gamma_3$	$\gamma_1$	$\gamma_2$	$\gamma_3$
0.75	0.25	0.00	1.27	3.21	1.09	1.22	3.55	1.17	1.18	4.14	1.23
0.77	0.19	0.04	1.19	3.78	1.22	1.16	4.09	1.29	1.13	4.61	1.37
0.78	0.13	0.08	1.13	4.50	1.39	1.11	4.75	1.45	1.09	5.13	1.52
0.80	0.07	0.13	1.08	5.42	1.62	1.07	5.53	1.66	1.06	5.71	1.71
0.66	0.26	0.08	1.32	2.86	1.20	1.31	3.02	1.19	1.27	3.44	1.21
0.58	0.26	0.16	1.40	2.53	1.22	1.41	2.59	1.18	1.39	2.89	1.19
0.49	0.26	0.25	1.51	2.24	1.20	1.54	2.24	1.16	1.53	2.47	1.15

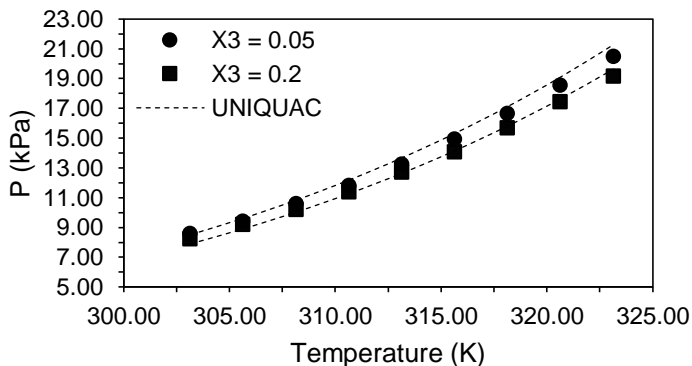
Hasil eksperimen yang diperoleh dikomparasi dengan prediksi menggunakan parameter biner yang diperoleh dan dapat di tunjukan pada gambar berikut:



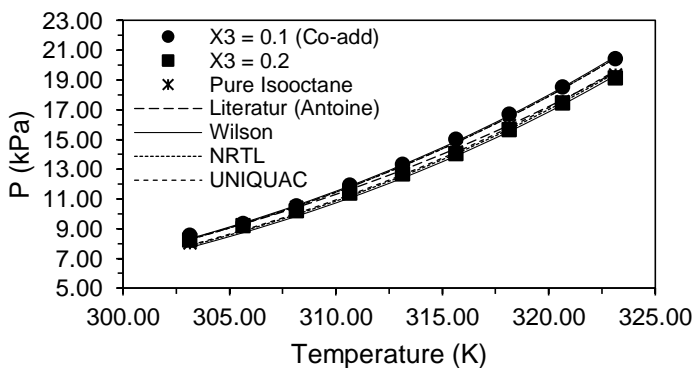
**Gambar 4.7** Komparasi Data Eksperimen Pengukuran Tekanan Uap Campuran Sistem Isooktana (1) + 1-Butanol (2) + DEC (3) pada berbagai Temperatur dengan Hasil Prediksi menggunakan Parameter Biner Model Wilson



**Gambar 4.8** Komparasi Data Eksperimen Pengukuran Tekanan Uap Campuran Sistem Isooktana (1) + 1-Butanol (2) + DEC (3) pada berbagai Temperatur dengan Hasil Prediksi menggunakan Parameter Biner Model NRTL



**Gambar 4.9** Komparasi Data Eksperimen Pengukuran Tekanan Uap Campuran Sistem Isooktana (1) + 1-Butanol (2) + DEC (3) pada berbagai Temperatur dengan Hasil Prediksi menggunakan Parameter Biner Model UNIQUAC



**Gambar 4.10** Komparasi Data Eksperimen Pengukuran Tekanan Uap Campuran Sistem Isooktana (1) + 1-Butanol (2) + DEC (3) pada berbagai Temperatur dengan Hasil Prediksi menggunakan Parameter Biner Model Wilson, NRTL, dan UNIQUAC

Kondisi equilibrium merupakan kondisi ketika suatu sistem tidak mengalami kecenderungan berubah secara makroskopis. Hal ini ditunjukkan dengan tidak adanya perubahan tekanan, suhu, maupun komposisi pada sistem tersebut. Dalam suatu sistem, uap mempunyai kecenderungan untuk berubah fase menjadi liquid dan begitu pula sebaliknya, kecenderungan tersebut diukur sebagai fugasitas. Pada kondisi setimbang, fugasitas liquid sama dengan fugasitas uapnya:

$$\hat{f}_i^L = \hat{f}_i^V \quad (2.1)$$

Fugasitas fasa uap dapat dituliskan dalam persamaan :

$$\hat{f}_i^V = y_i \hat{\phi}_i P \quad (2.2)$$

dimana  $y_i$  adalah fraksi mol pada fase uap dan  $P$  adalah tekanan pada fase kesetimbangan.

Berdasarkan data perhitungan dan eksperimen, diperoleh tekanan uap campuran berkisar diantara 8 – 21 kPa (0.08 – 0.2 atm) dimana hal tersebut menandakan sistem berada pada tekanan yang rendah ( $< 1$  atm). Oleh karena itu fase uap mengikuti hukum dari gas ideal (Smith et al., 2001). Berdasarkan kondisi ini, fugasitas liquid dapat dituliskan dalam persamaan :

$$\hat{f}_i^L = \gamma_i x_i P_i^{sat} \quad (2.5)$$

dimana  $x_i$  adalah fraksi mol komponen dalam fasa liquid,  $\gamma_i$  adalah koefisien aktivitas dari komponen dan  $P_i^{sat}$  adalah tekanan uap dari komponen murni. Pada tekanan rendah fasa gas diasumsikan mengikuti kelakuan gas ideal maka:

$$\hat{\phi}_i = 1 \quad (2.6)$$

Sehingga dari persamaan (2.1), (2.2), dan (2.6) perhitungan tekanan uap campuran menggunakan persamaan :

$$P = \sum x_i \gamma_i P_i^{sat} \quad (4.1)$$

Tabel 4.10, 4.11, dan 4.12 dan Gambar 4.10 menunjukkan bahwa tekanan uap campuran dari sistem isooktana + 1-butanol + DEC bertambah seiring dengan kenaikan temperatur sistem dari 303,15 K hingga 323,15 K. Ditunjukkan dalam Gambar 4.7 hingga Gambar 4.10 beberapa titik komposisi massa DEC sebagai data representatif untuk menunjukkan pengaruh penambahan DEC terhadap tekanan uap campuran. Pada penelitian-penelitian terdahulu, penambahan DEC seharusnya dapat menurunkan tekanan uap campuran, hal ini dikarenakan tekanan uap DEC lebih rendah dibandingkan dengan tekanan uap campuran. Namun, pada penelitian ini diperoleh beberapa data yang menunjukkan kenaikan tekanan uap campuran seiring dengan penambahan DEC. Apabila dilihat pada tabel 4.13, hasil perhitungan koefisien aktifitas untuk sistem isooktana + 1-butanol + DEC dengan persamaan Wilson, NRTL, dan UNIQUAC menunjukkan bahwa koefisien aktifitas 1-butanol merupakan yang terbesar dibandingkan dengan komponen lain. Hal ini menunjukkan bahwa 1-butanol memiliki pengaruh terbesar terhadap nilai tekanan uap campuran mengingat bahwa tekanan uap 1-butanol merupakan yang terkecil dibandingkan komponen lain dalam sistem. Berdasarkan hasil korelasi, nilai AAD yang diperoleh menggunakan model Wilson adalah sebesar 3,47%, AAD untuk model NRTL sebesar 3,05%, dan AAD untuk model UNIQUAC sebesar 2,92%.

Untuk hasil fraksi uap yang diberikan pada Tabel 4.10, 4.11, dan 4.12, fraksi mol uap terbesar di dominasi oleh hidrokarbonnya, yaitu isooktana, diikuti oleh fraksi uap 1-butanol kemudian fraksi uap DEC. Fraksi uap isooktana turun perlahan seiring dengan penambahan konsentrasi DEC. Fraksi uap DEC naik, dan fraksi uap 1-butanol turun seiring dengan penambahan DEC. Berdasarkan Gambar 4.10 terlihat bahwa pada campuran isooktana + 1-butanol tekanan uap campuran berada di atas range tekanan murni isooktana. Penambahan zat aditif hanya alkohol pada bahan bakar dapat menghasilkan tekanan uap yang lebih



tinggi pada bahan bakar tersebut. Tekanan uap yang tinggi menyebabkan campuran bahan bakar menjadi lebih volatil, sehingga semakin tinggi tekanan uap dari suatu campuran bahan bakar maka semakin banyaknya bahan bakar yang akan menguap pada temperatur tertentu. Hal ini disebut dengan emisi penguapan dari hidrokarbon (Lyons dan Delaney, 2000). Oleh karena itu, perlu adanya penambahan zat aditif lain untuk menurunkan kadar emisi HC dengan cara menurunkan tekanan uap dari campuran bahan bakar. Berdasarkan hasil eksperimen, komposisi dietil karbonat dan 1-butanol tertentu dapat menurunkan kadar emisi penguapan hidrokarbon. Hal ini ditandai dengan berkurangnya tekanan uap campuran bahan bakar pada komposisi DEC dan 1-butanol tertentu, sehingga volatilitas campuran tersebut juga akan semakin berkurang.

Indikasi untuk menunjukkan model mana yang lebih baik digunakan untuk mendapatkan parameter biner pada sistem terner yaitu dengan mengetahui nilai deviasi untuk setiap model dan campuran yang dinyatakan dalam *average absolute deviation*. Dari semua variabel DEC sebagai senyawa *co-additive* (range 5% - 15%) dan variabel DEC sebagai senyawa *substitute* (range 10% - 30%) didapatkan AAD total untuk sistem n-heptana + 1-butanol + DEC pada model Wilson, NRTL, dan UNIQUAC berturut-turut sebesar 3,21%, 2,90%, dan 2,92%. Sedangkan untuk sistem isooktana + 1-butanol + DEC pada model Wilson, NRTL, dan UNIQUAC berturut-turut sebesar 3,47%, 3,05%, dan 2,92%.

Meskipun model Wilson baik digunakan untuk campuran-campuran biner tidak ideal, misalnya larutan-larutan alkohol dengan hidrokarbon, hal ini kurang berpengaruh pada hasil AAD yang diberikan karena model Wilson secara matematik lebih sederhana dari kedua model lainnya. Sedangkan model model NRTL dan UNIQUAC merupakan model yang lebih cocok untuk digunakan sebagai persamaan prediksi menggunakan parameter biner dibandingkan dengan model Wilson. Dimana model NRTL

merupakan pengembangan dari model Wilson dan memiliki tiga parameter yaitu parameter ketidakacakan ( $\alpha$ ) dan model UNIQUAC merupakan model yang menjabarkan persamaannya secara kompleks dengan membagi dua bagian persamaan, yaitu bagian kombinatorial yang terdiri dari parameter komponen murni saja untuk menghitung perbedaan bentuk dan ukuran molekul, serta bagian residual yang menggabungkan dua parameter biner tiap pasang molekul untuk menghitung interaksi molekul. Hal ini dapat didukung juga dari hasil AAD (*Absolute Average Deviation*) yang diberikan oleh kedua model tersebut UNIQUAC memiliki nilai yang lebih kecil di bandingkan model Wilson. Hal ini membuktikan bahwa pada penelitian ini persamaan NRTL dan UNIQUAC pada perhitungan prediksi menggunakan parameter biner lebih baik digunakan dibandingkan dengan persamaan Wilson.

#### **4.5      Prediksi Sistem Terner menggunakan Grup Kontribusi (UNIFAC)**

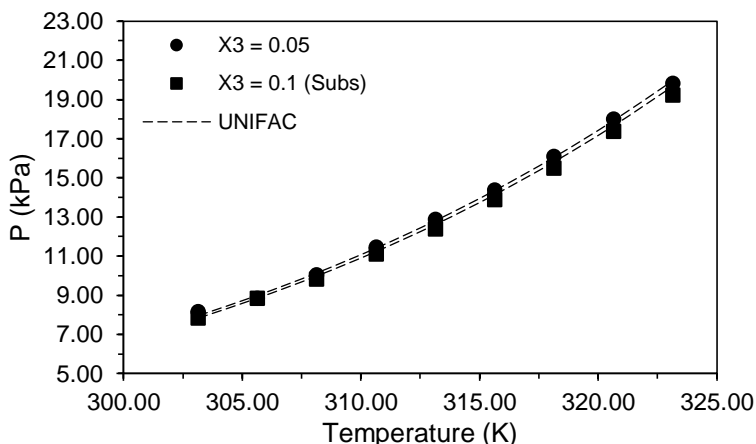
Selain memprediksi data eksperimen menggunakan parameter biner Wilson, NRTL, dan UNIQUAC, dilakukan juga prediksi menggunakan grup kontribusi model UNIFAC dengan simulasi Aspen Plus.

##### **4.5.1    Sistem Terner n-Heptana (1) + 1-Butanol (2) + DEC (3)**

**Tabel 4.14** Hasil Perhitungan Prediksi dengan Persamaan UNIFAC Sistem Terner n-Heptana (1) + 1-Butanol (2) + DEC (3) dengan Simulasi Aspen Plus

T (K)			303.15	305.65	308.15	310.65	313.15	315.65	318.15	320.65	323.15
X <sub>1</sub>	X <sub>2</sub>	X <sub>3</sub>	P (kPa)	P (kPa)	P (kPa)	P (kPa)	P (kPa)	P (kPa)	P (kPa)	P (kPa)	P (kPa)
0.80	0.20	0.00	7.99	9.03	10.18	11.45	12.86	14.40	16.11	17.98	20.03
0.80	0.15	0.05	7.96	9.00	10.14	11.41	12.81	14.36	16.06	17.92	19.97
0.80	0.10	0.10	7.94	8.97	10.12	11.38	12.78	14.32	16.01	17.86	19.89
0.80	0.05	0.15	7.92	8.95	10.09	11.34	12.73	14.25	15.92	17.75	19.76
0.70	0.20	0.10	7.83	8.85	9.99	11.24	12.62	14.14	15.82	17.66	19.68
0.60	0.20	0.20	7.65	8.64	9.75	10.97	12.33	13.51	15.45	17.25	19.23
0.50	0.20	0.30	7.41	8.38	9.45	10.64	11.95	13.40	14.99	16.74	18.65

Hasil eksperimen yang di peroleh akan dikomparasi dengan hasil prediksi menggunakan persamaan UNIFAC dengan simulasi Aspen Plus dan dapat di tunjukan pada gambar 4.11 berikut:



**Gambar 4.11** Komparasi Data Eksperimen Pengukuran Tekanan Uap Campuran Sistem n-Heptana (1) + 1-Butanol (2) + DEC (3) pada berbagai Temperatur dengan Hasil Prediksi menggunakan Persamaan UNIFAC dengan Simulasi Aspen Plus

Berdasarkan gambar 4.11 dan setelah dilakukan perhitungan prediksi menggunakan persamaan UNIFAC dengan simulasi Aspen Plus, memberikan hasil yang mendekati nilai hasil eksperimen, dan dapat dibuktikan oleh nilai AAD yang kecil yaitu 0.92%.

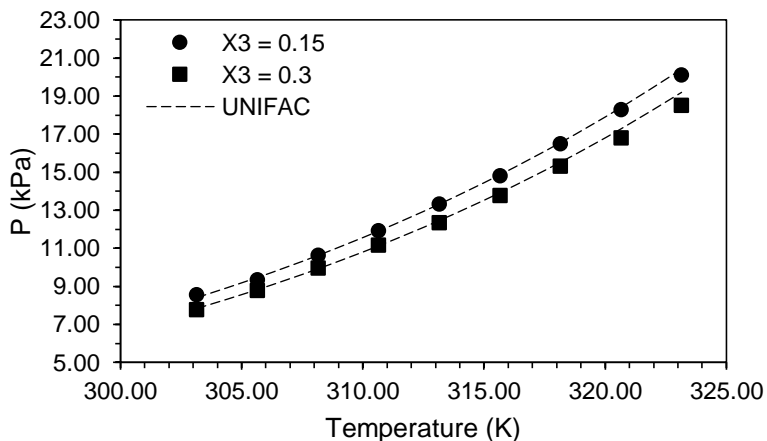
#### 4.5.2 Sistem Terner Isooktana (1) + 1-Butanol (2) + DEC (3)

Data hasil perhitungan dengan menggunakan model UNIFAC dengan simulasi Aspen Plus pada sistem isooktana (1) + 1-butanol (2) + DEC (3) disajikan dalam Tabel 4.13.

**Tabel 4.15** Hasil Perhitungan menggunakan Persamaan UNIFAC Sistem Terner Isooktana (1) + 1-Butanol (2) + DEC (3) dengan Simulasi Aspen Plus

T (K)		303.15	305.65	308.15	310.65	313.15	315.65	318.15	320.65	323.15
X <sub>1</sub>	X <sub>2</sub>	X <sub>3</sub>	P (kPa)	P (kPa)	P (kPa)	P (kPa)	P (kPa)	P (kPa)	P (kPa)	P (kPa)
0.80	0.20	0.00	8.52	9.58	10.76	12.06	13.49	15.06	16.78	18.67
0.80	0.15	0.05	8.47	9.53	10.70	12.00	13.43	14.99	16.71	18.59
0.80	0.10	0.10	8.44	9.50	10.67	11.96	13.38	14.94	16.65	18.52
0.80	0.05	0.15	8.41	9.47	10.63	11.91	13.32	14.86	16.55	18.40
0.70	0.20	0.10	8.32	9.36	10.52	11.79	13.20	14.74	16.43	18.28
0.60	0.20	0.20	8.10	9.12	10.25	11.49	12.86	14.36	16.02	17.83
0.50	0.20	0.30	7.84	8.83	9.92	11.13	12.46	13.92	15.52	17.28
										19.20

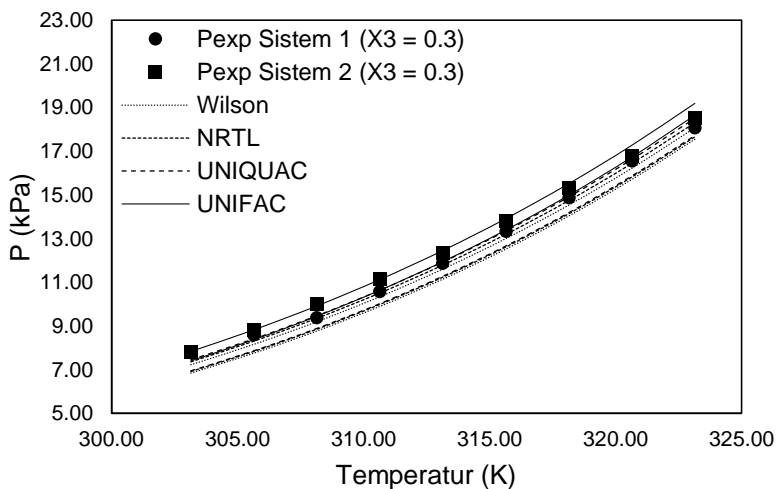
Hasil eksperimen yang di peroleh akan dikomparasi dengan hasil prediksi menggunakan persamaan UNIFAC dengan simulasi Aspen Plus dan dapat di tunjukan pada gambar 4.12 berikut:



**Gambar 4.12** Komparasi Data Eksperimen Pengukuran Tekanan Uap Campuran Sistem Isooktana (1) + 1-Butanol (2) + DEC (3) pada berbagai Temperatur dengan Hasil Prediksi menggunakan Persamaan UNIFAC dengan Simulasi Aspen Plus

Berdasarkan gambar 4.12 dan setelah dilakukan perhitungan prediksi dengan persamaan UNIFAC dengan simulasi Aspen Plus, memberikan hasil yang mendekati nilai hasil eksperimen, dan dapat dibuktikan oleh nilai AAD hasil prediksi UNIFAC untuk sistem n-heptana (1) + 1-butanol (2) + DEC (3) sebesar 1.31%, dan untuk sistem isooktana (1) + 1-butanol (2) + DEC(3) sebesar 1.21%.

Setelah dilakukan prediksi sistem terner menggunakan parameter biner dan prediksi menggunakan grup kontribusi, maka akan dilakukan komparasi terhadap keduanya yang dapat ditunjukkan pada Gambar 4.13 seperti berikut:



**Gambar 4.13** Pengukuran Tekanan Uap Campuran Sistem Isooktana (1) + 1-Butanol (2) + DEC (3) dan Sistem n-Heptana (1) + 1-Butanol (2) + DEC (3) pada berbagai Temperatur menggunakan Model Wilson, NRTL, UNIQUAC, dan UNIFAC

Berdasarkan gambar 4.13, setelah dilakukan prediksi dengan model Wilson, NRTL, dan UNIQUAC serta prediksi dengan model UNIFAC, terlihat bahwa pada sistem pertama yaitu sistem n-heptana (1) + 1-butanol (2) + DEC (3) model UNIFAC memberikan hasil yang mendekati nilai hasil eksperimen, dapat dibuktikan oleh nilai AAD sebesar 1.31%, diikuti dengan model NRTL dengan AAD sebesar 2.90%, model UNIQUAC dengan AAD sebesar 2.92% dan model Wilson dengan AAD sebesar 3.21%. Pada sistem kedua yaitu sistem isooktana (1) + 1-butanol (2) + DEC (3) terlihat bahwa model UNIFAC memberikan nilai AAD terkecil yaitu sebesar 1.21%, diikuti dengan model UNIQUAC dengan AAD sebesar 2.92%, model NRTL dengan AAD sebesar 3.05% dan model Wilson dengan AAD sebesar 3.47%.

## **BAB V**

### **KESIMPULAN**

Dari hasil eksperimen dapat disimpulkan sebagai berikut:

1. Perbandingan hasil validasi alat ebuliometer sederhana menggunakan komponen murni n-heptana dan isooktana dengan hasil perhitungan persamaan Antoine menghasilkan AAD sebesar 1.72% dan 0.85%.
2. Pada penelitian ini telah diperoleh data kesetimbangan uap-cair untuk sistem ternar n-heptana (1) + 1-butanol (2) + dietil karbonat (3) dan untuk sistem ternar isooktana (1) + 1-butanol (2) + dietil karbonat (3).
3. Perbandingan hasil eksperimen dengan hasil prediksi menggunakan parameter biner persamaan Wilson, NRTL, dan UNIQUAC dari penelitian-penelitian terdahulu pada sistem ternar n-heptana (1) + 1-butanol (2) + dietil karbonat (3) diperoleh AAD masing-masing sebesar 3.21%, 2.90%, dan 2.92%. Sedangkan pada sistem ternar isooktana (1) + 1-butanol (2) + dietil karbonat (3) AAD yang diperoleh masing-masing sebesar 3.47% , 3.05%, dan 2.92%.
4. Perbandingan hasil eksperimen dengan hasil prediksi model UNIFAC menggunakan Aspen Plus menghasilkan AAD sebesar 1.31% untuk sistem ternar n-heptana (1) + 1-butanol (2) + dietil karbonat (3) dan 1.21% pada sistem ternar isooktana (1) + 1-butanol (2) + dietil karbonat (3).
5. Dengan menggunakan perbandingan persamaan Wilson, NRTL, UNIQUAC, dan UNIFAC didapatkan model yang paling baik untuk sistem ternar n-heptana (1) + 1-butanol (2) + dietil karbonat (3) dan untuk sistem ternar isooktana (1) + 1-butanol (2) + dietil karbonat (3) adalah model UNIFAC yang ditunjukkan dengan nilai AAD yang paling kecil yaitu 1.31% pada sistem n-heptana (1) + 1-butanol (2) + dietil karbonat (3) dan 1.21% untuk sistem ternar isooktana (1) + 1-butanol (2) + dietil karbonat (3).



*(Halaman ini sengaja dikosongkan)*

## DAFTAR PUSTAKA

- Abrams, D. S.; Prausnitz, J. M. 1975. *Statistical Thermodynamic of Liquid Mixture: a New Expression for the Excess Gibbs Energy of Partly or Completely Miscible System*. AIChE J. 21, 116–28.
- Anugraha, R. P.; Altway, A.; Wibawa, G. 2017. *Measurement and Correlation of Isothermal Binary Vapor–Liquid Equilibrium for Diethyl Carbonate + Isooctane/n-Heptane/Toluene Systems*. J. Chem. Eng. Data 62, 2362-2366.
- Anugraha, R. P.; Wiguno, A.; Altway, A.; Wibawa, G. 2018. *Vapor Pressure of Diethyl Carbonate + Ethanol Binary Mixture and Diethyl Carbonate + Ethanol + Isooctane / Toluene Ternary Mixtures at Temperature Range of 303,15 K – 323,15K*. Journal of Molecular Liquids 264, 32-37.
- Badan Pengkajian dan Penerapan Teknologi. 2017. *Pengembangan Energi untuk Mendukung Industri Hijau ; Indonesia Energy Outlook* : ISBN 978-602-74702-2-4, 57.
- Blue Water Network (2006) MTBE fact and figures [online]. Available from: [http://www.bluewaternetwork.org/reports/rep\\_ca\\_mtb\\_e\\_facts.pdf](http://www.bluewaternetwork.org/reports/rep_ca_mtb_e_facts.pdf) (Accessed 10 Juli 2018)
- British Petroleum. 2007. *1-Butanol as a Gasoline Blending Bio-component*. Washington, D.C. Mobile Sources Technical Review Subcommittee.
- Crandall, J. W.; Deitzler, J. E.; Kapicak, L. A.; Poppelsdorf, F. 1987. US Patent 4663477.
- Dunn, B. C.; Guenneau, C.; Hilton, S. A.; Pahnke, J.; Eyring, E. M.; Dworzanski, J. 2002. *Production of Diethyl Carbonate from Ethanol and Carbon Monoxide over a Heterogeneous Catalyst*. Energy Fuel. 16(1):177.

- Fessenden, R. J.; Fessenden, Joan S.; Joe C. 1995. *Organic Chemistry, Fifth Edition*. Cleveland. Greever. Delta State University, MS 38733. J. Chem. Educ., 72 (7).
- Fredenslund, Aa.; Jones, R. L.; Prausnitz, J. M. 1975. *Group-Contribution Estimation of Activity Coefficients in Nonideal Liquid Mixtures*. AIChE J., 21, 1086-1099.
- Gravalos I.; Moshou D.; Gialamas Th.; Xyradakis P.; Kateris D.; Tsiropoulos Z. 2013. *Renew. Energy*. 50, 27–32.
- Hansen H. K., Rasmussen P., Fredenslund A., 1991. *Vapour Liquid Equilibria by UNIFAC Group Contribution. Revision and extension*. 5, Ind. Eng. Chem. Res., 30, 2352-2355.
- Li, H.; Han, S.; Teng, Y. 1995. *Bubble Point Measurement for System Chloroform-Ethanol-Benzene by Inclined Ebulliometer. Fluid Phase Equilibria J.* no. 113. pp.185-195.
- Lyons J. M.; Delaney S. S. 2000. *Potential Evaporative Emission Impacts Associated with the Introduction of Ethanol-Gasoline Blends in California*. California. Sierra Research, Inc.
- Mariadi, P. D.; Kurniawan, I. 2014. *The Effect of n-Butanol Addition on Research Octane Number and Water Content of Gasohol*. Palembang. Universitas Sriwijaya.
- Muskat, I. E.; Strain, F. 1941. US Patent 2379250.
- National Center for Biotechnology Information. PubChem Compound Database; CID=263, <https://pubchem.ncbi.nlm.nih.gov/compound/263> (accessed July 10, 2018).
- Oktavian, R.; Amidelsi, V.; Rasmito, A.; Wibawa, G. 2013. *Vapor Pressure Measurements of Ethanol – Isooctane and 1-Butanol – Isooctane System Using a New Ebulliometer*. Fuel. 107, 47-51.

- Pacheco, M. A.; Marshall, C. L. 1997. *Review of Dimethyl Carbonate (DMC) Manufacture and Its Characteristics as a Fuel Additive*. Energy Fuels., 11, 2-29.
- Perry, R. H.; Green Don. 1984. *Perry's Chemical Engineers' Handbook*, 6th ed. USA : Mc Graw-Hill.
- Poling, B. E; Prausnitz, J. M.; O'Connell, J. P. 2001. *The Properties of Gases and Liquids, 5th Ed*. New York : Mc-Graw Hill.
- Pratiwi, A. A.; Prasetya, G. D. 2016. *Isothermal Vapor-Liquid Equilibrium Measurement for Binary System of 1-Butanol + Diethyl Carbonate and Isobutanol + Diethyl Carbonate at 303.15 - 323.15 K*. Thermodynamics Lab of Chemical Engineering Dept. ITS.
- Renon, H.; Prausnitz, J. M. 1968. *Local Compositions in Thermodynamic Excess Functions for Liquid Mixtures*. AIChE J. 14, 135-44.
- Rogalski, M.; Malanowski S. 1980. *Ebullimeters Modified for the Accurate Determination of Vapour-Liquid Equilibrium*. Fluid Phase Equilibria, no. 5, pp. 97-112
- Semar, D.; Yuliarita, E. 2011. *Meramu Bensin Ramah Lingkungan dengan Pemanfaatan Butanol*. Jakarta Selatan. Pusat Penelitian dan Pengembangan Teknologi Minyak dan Gas Bumi "LEMIGAS".
- Smith, J. M.; Van Ness, H. C.; Abbott, M. M. 1993. *Introduction to Chemical Engineering Thermodynamics*. 6th ed. New York : McGraw-Hill.
- Tomishige, K.; Sakaihorii, T.; Ikeda, Y.; Fujimoto, K. 1999. *A Novel Method of Direct Synthesis of Dimethyl Carbonate from Methanol and Carbon Dioxide Catalyzed by Zirconia*. Catal Lett., 58(4):225.
- Urano, Y.; Kirishiki, M.; Onda, Y.; Tsuneki, H. 1993. US Patent 5430170.

- Williamham, C. B.; Taylor, W. J.; Pignocco, J. M.; Rossini, F. D. 1945. *Vapor Pressures and Boiling Points of Some Paraffin, Alkylcyclopentane, Alkylcyclohexane, and Alkylbenzene Hydrocarbons*. J. Res. Natl. Bur. Stand. (U.S.), 35, 3, 219-244.
- Wilson, G. M. 1964. *Vapor-Liquid Equilibrium. XI. A New Expression for the Excess Free Energy of Mixing*. J Am Chem Soc., 86, 127–30.
- Zhang, Z.; Ma, X.; Zhang, J.; He, F.; Wang, S. 2005. *J Mol Catal A*, 227, 41.
- Zhang, J., Nithyanandan, K., Li, Y., Lee, C. and Huang, Z. 2015. *Comparative study of high-alcohol-content gasoline blends in an SI engine*. SAE Technical Paper. 2015-01-0891.

## DAFTAR NOTASI

$A$	Konstanta untuk Persamaan Antoine
$a_{mn}$	Parameter Interaksi Grup UNIFAC
$B$	Konstanta untuk Persamaan Antoine
$b_{ij}$	Parameter untuk Persa Model NRTL
$C$	Konstanta untuk Persamaan Antoine
$\hat{f}$	Fugasitas
$f_i$	Fugasitas komponen murni $i$
$f_i^0$	Fugasitas pada keadaan standar
$f_i$	Fugasitas komponen $i$ dalam larutan
$G$	Energi bebas Gibbs
$G_{ij}$	Konstanta empiris untuk Model NRTL
$H$	Entalpi
$K$	Konstanta kesetimbangan
$\Delta h$	Beda ketinggian manometer Hg, mmHg
$M$	Properti thermodinamika molar atau spesifik
$n$	Jumlah mol total, mol
$P / P_{vp}$	Tekanan uap, kPa
$q_i$	Parameter Area untuk Komponen $i$
$r_i$	Parameter Volume untuk Komponen $i$
$R$	Konstanta Gas, 8.314 m <sup>3</sup> Pa/(mol. K)
$r$	Volume molecular pada persamaan UNIFAC
$S$	Entropi
$T$	Suhu, K
$t$	Suhu, °C
$\Delta u_{ij}$	Parameter untuk Model UNIQUAC
$V_i$	Volum molar komponen $i$
$vk$	Jumlah grup tipe $k$ pada molekul $i$
$X_i$	Fraksi massa fase liquid komponen $i$

$x_i$	Fraksi mol fase liquid komponen $i$
$x^0$	Komposisi feed
$y$	Fraksi mol di fase uap
$\delta$	<i>Uncertainty</i>

### Greek

$\alpha$	Parameter NRTL model (Non-Randomness factor)
$\Gamma_k$	Koefisien aktivitas residual grup
$\Gamma_k^{(i)}$	Koefisien aktivitas residual dari grup $k$ pada larutan $i$
$\phi_i$	Koefisien fugasitas komponen $i$
$\hat{\phi}_i$	Koefisien fugasitas komponen murni $i$
$\gamma_i$	Koefisien aktifitas komponen $i$
$\Lambda_{ij}$	Parameter untuk Persamaan Wilson
$\theta_i$	Fraksi Area untuk Komponen $i$
$\Phi_i$	Fraksi Volume untuk Komponen $i$
$\tau$	$1 - T/T_c$
$\tau_{ij}$	Konstanta empiris persamaan NRTL
$\rho$	Densitas, kg/m <sup>3</sup>
$\Psi_{mn}$	Parameter grup interaksi

### Superscript

C	Combinatorial
E	Ekses
id	Larutan ideal
ig	Gas ideal

$l$	Fase liquid
$R$	Residual
$v$	Fase uap
$0$	murni ( $P_1^0$ = tekanan uap komponen 1 murni)

### **Subscript**

$c$	kondisi kritis
$cal$	Nilai dari perhitungan
$exp$	Nilai dari eksperimen
$i, j, k$	Komponen ke-
$Sat$	saturated/ jenuh
$1,2$	Komponen 1,2



*(Halaman ini sengaja dikosongkan)*

## APPENDIKS

### 1. Validasi Alat dengan Pengukuran Tekanan Uap Murni

#### 1.1 Validasi Tekanan Uap Murni n-Heptana

Validasi tekanan uap murni n-Heptana menggunakan Persamaan Antoine sebagai berikut,

$$\log_{10} P_{vp} = A - \frac{B}{T + C}$$

dimana P dalam bar dan T dalam K

Konstanta Persamaan Antoine untuk n-Heptana (Williamham, Taylor, et al, 1945) diberikan pada tabel dibawah ini :

Komponen	A	B	C
n-Heptana	4.02832	1268.636	-56.199

Contoh perhitungan tekanan uap murni n-heptana pada 30°C (303.15 K):

$$\log_{10} P_{vp} = 4.028 - \frac{1268.636}{303.15 + (-56.199)}$$

$$\log_{10} P_{vp} = -1.11$$

$$P_{vp} = 10^{1.11}$$

$$P_{vp} = 0.078 \text{ bar} = 0.078 \text{ bar} \times \frac{100 \text{ kPa}}{1 \text{ bar}} = 7.8 \text{ kPa}$$

Berdasarkan hasil eksperimen diperoleh tekanan uap n-Heptana pada 30°C (303.15 K) sebesar 7.8 kPa. Sehingga didapatkan nilai AD tekanan uap murni n-heptana berdasarkan eksperimen dan perhitungan sebesar,

$$AD = \left| \frac{7.74 - 7.8}{7.74} \right| \times 100\% = 0.55\%$$

#### 1.2 Validasi Tekanan Uap Murni Isooktana

Validasi tekanan uap murni Isooktana menggunakan Persamaan Antoine sebagai berikut,

$$\log_{10} P_{vp} = A - \frac{B}{T + C}$$

dimana P dalam bar dan T dalam °C

Konstanta Persamaan Antoine (Williamham, Taylor, et al, 1945) untuk isooktana diberikan pada tabel dibawah ini:

A	B	C
3.93679	1257.84	-52,415

Contoh perhitungan tekanan uap murni isooktana pada 32.5°C (323.15 K) :

$$\log_{10} P_{vp} = 3.937 - \frac{1257.84}{323.15 + (-52,415)}$$

$$\log_{10} P_{vp} = -0.71$$

$$P_{vp} = 10^{-0.71}$$

$$P_{vp} = 0.093 \text{ bar} = 0.093 \text{ bar} \times \frac{100 \text{ kPa}}{1 \text{ bar}} = 9.3 \text{ kPa}$$

Berdasarkan hasil eksperimen diperoleh tekanan uap murni isooktana pada 32.5°C (323.15 K) sebesar 9.3 kPa. Sehingga didapatkan nilai AD tekanan uap murni isooktana berdasarkan eksperimen dan perhitungan sebesar,

$$AD = \left| \frac{9.3 - 9.24}{9.3} \right| \times 100\% = 0.92\%$$

## 2. Perhitungan Fraksi Mol Tiap Komponen dalam Sistem Terner

Contoh perhitungan fraksi mol campuran n-heptana (1) + 1-butanol (2) + DEC (3) dengan BM sebesar 100.21 gram/mol untuk n-heptana, 74.1 gram/mol untuk 1-butanol dan 118.13 gram/mol untuk DEC:

$$\text{massa n-heptana} = 85.98 \text{ gram}$$

$$\text{massa 1-butanol} = 10.75 \text{ gram}$$

$$\text{massa DEC} = 10.75 \text{ gram}$$

$$\text{mol}_{\text{n-heptana}} = \frac{85.98 \text{ gram}}{100.21 \text{ gram/mol}} = 0.86 \text{ mol}$$

$$\text{mol}_{\text{1-butanol}} = \frac{10.75 \text{ gram}}{74.1 \text{ gram/mol}} = 0.15 \text{ mol}$$

$$\begin{aligned}
\text{mol}_{\text{DEC}} &= \frac{10.75 \text{ gram}}{118.13 \text{ gram/mol}} = 0.09 \text{ mol} \\
\text{mol total} &= \text{mol}_{\text{n-heptana}} + \text{mol}_{\text{1-butanol}} + \text{mol}_{\text{DEC}} \\
&= 0.86 \text{ mol} + 0.15 \text{ mol} + 0.09 \text{ mol} \\
&= 1.1 \text{ mol} \\
x_1 &= \frac{\text{mol}_{\text{n-heptana}}}{\text{mol total}} = \frac{0.86}{1.1} = 0.78 \\
x_2 &= \frac{\text{mol}_{\text{1-butanol}}}{\text{mol total}} = \frac{0.15}{1.1} = 0.14 \\
x_3 &= \frac{\text{mol}_{\text{DEC}}}{\text{mol total}} = \frac{0.09}{1.1} = 0.08
\end{aligned}$$

### 3. Korelasi Data Eksperimen dengan Persamaan Koefisien Aktifitas Model

#### 3.1 Korelasi Data Eksperimen dengan Persamaan Wilson

Untuk menghitung koefisien aktifitas dan parameter interaksi terner dapat digunakan persamaan di bawah ini :

$$\ln \gamma_i = 1 - \ln \left( \sum_j x_j \Lambda_{ij} \right) - \sum_k \frac{x_k}{\sum_j x_j \Lambda_{kj}}$$

- Menghitung Molar Volume  $V_i$  dan  $V_j$  untuk n-Heptana, 1-Butanol dan DEC dengan menggunakan Racket Equation
- Adapun persamaan – persamaan yang digunakan sebagai berikut :

$$V = V_c Z_c^{(1-Tr)^{2/7}}$$

dimana  $Tr = T/T_c$

Misal : Larutan DEC pada suhu 303.15 °C

Data properties DEC :

$$T_c = 576 \text{ °C} \quad Z_c = 0.249$$

$$V_c = 356 \text{ cm}^3/\text{mol}$$

Sehingga,

$$V = V_c Z_c^{(1-Tr)^{2/7}} = 356 \times 0.249^{(1-(303.15/576))^{2/7}} = 115.8 \text{ cm}^3/\text{mol}$$

- Menghitung Harga  $\Lambda_{12}$ ,  $\Lambda_{21}$ ,  $\Lambda_{13}$ ,  $\Lambda_{31}$ ,  $\Lambda_{23}$ , dan  $\Lambda_{32}$ .  
Untuk menghitung harga  $\Lambda_{12}$ ,  $\Lambda_{21}$ ,  $\Lambda_{13}$ ,  $\Lambda_{31}$ ,  $\Lambda_{23}$ , dan  $\Lambda_{32}$  dengan melakukan trial harga  $a_{12}$ ,  $a_{21}$ ,  $a_{13}$ ,  $a_{31}$ ,  $a_{23}$ , dan  $a_{32}$ .

dimana:

$$\Lambda_{ij} = \frac{V_j}{V_i} \exp \frac{-a_{ij}}{RT} \quad (i \neq j)$$

Parameter  $a_{12}$  dan  $a_{21}$  didapatkan dengan meminimalkan nilai *average absolute deviation* (AAD) antara nilai eksperimen dan perhitungan menggunakan solver, dimana persamaan AAD adalah sebagai berikut:

$$AAD = \frac{1}{n} \sum_{i=1}^n \left| \frac{P_{cal} - P_{exp}}{P_{exp}} \times 100\% \right|$$

Dimana  $P_{exp}$  adalah tekanan uap yang dipoleh dari eksperimen sedangkan  $P_{cal}$  adalah tekanan uap yang diperoleh berdasarkan perhitungan dengan persamaan Wilson. Berikut merupakan contoh perhitungan sistem terner n-heptana (1) + 1-butanol (2) + DEC (3) pada  $x_1 = 0.78$ ,  $x_2 = 0.14$ , dan  $x_3 = 0.08$  pada suhu 30°C (303.15 K) dengan parameter  $a_{12}$  dan  $a_{21}$  yang telah diperoleh dari tahap optimasi dengan menggunakan solver.

Parameter Biner model Wilson yang digunakan dalam perhitungan dapat di lihat pada tabel di bawah :

$a_{12}$	4205.087	$a_{23}$	-299	$a_{13}$	1968.7
$a_{21}$	6528.099	$a_{32}$	3653	$a_{31}$	1359.7

Berikut merupakan contoh perhitungan sistem terner n-heptana (1) + 1-butanol (2) + DEC (3) pada  $x_1 = 0.78$ ,  $x_2 = 0.14$ , dan  $x_3 = 0.08$  pada suhu 30°C (303.15 K) dengan parameter  $a_{12}$  dan  $a_{21}$  yang telah diperoleh dari tahap optimasi dengan menggunakan solver.

$$V_i = V_{n\text{-heptana}} = 148.05$$

$$V_j = V_{1\text{-butanol}} = 93.38$$

$$-a_{ij} = 4205.09$$

$$R = 8.31451 \text{ J/mol.K}$$

Harga  $\Lambda_{12}$  adalah:

$$\Lambda_{12} = (93.38 / 148.05) \times \exp (4205.09 / (8.31451 \times 303.15)) = 0.1189$$

- Menghitung harga  $\gamma_1$ ,  $\gamma_2$ , dan  $\gamma_3$   
Setelah didapatkan harga  $\Lambda_{12}$ ,  $\Lambda_{21}$ ,  $\Lambda_{13}$ ,  $\Lambda_{31}$ ,  $\Lambda_{23}$ , dan  $\Lambda_{32}$ , selanjutnya menghitung harga  $\gamma_1$ ,  $\gamma_2$ , dan  $\gamma_3$  dengan menggunakan persamaan

$$\ln \gamma_i = 1 - \ln \left( \sum_j x_j \Lambda_{ij} \right) - \sum_k \frac{x_k}{\sum_j x_j \Lambda_{kj}},$$

$$\begin{aligned} \ln \gamma_1 &= 1 - \ln[x_1 + x_2 \Lambda_{12} + x_3 \Lambda_{13}] - \frac{x_1}{x_1 + x_2 \Lambda_{12} + x_3 \Lambda_{13}} \\ &\quad - \frac{x_2 \Lambda_{21}}{x_1 \Lambda_{21} + x_2 + x_3 \Lambda_{23}} - \frac{x_3 \Lambda_{31}}{x_1 \Lambda_{31} + x_2 \Lambda_{32} + x_3} \\ \ln \gamma_2 &= 1 - \ln[x_1 \Lambda_{21} + x_2 + x_3 \Lambda_{23}] - \frac{x_1 \Lambda_{12}}{x_1 + x_2 \Lambda_{12} + x_3 \Lambda_{13}} \\ &\quad - \frac{x_2}{x_1 \Lambda_{21} + x_2 + x_3 \Lambda_{23}} - \frac{x_3 \Lambda_{32}}{x_1 \Lambda_{31} + x_2 \Lambda_{32} + x_3} \\ \ln \gamma_3 &= 1 - \ln[x_1 \Lambda_{31} + x_2 \Lambda_{32} + x_3] - \frac{x_1 \Lambda_{13}}{x_1 + x_2 \Lambda_{12} + x_3 \Lambda_{13}} \\ &\quad - \frac{x_2 \Lambda_{23}}{x_1 \Lambda_{21} + x_2 + x_3 \Lambda_{23}} - \frac{x_3}{x_1 \Lambda_{31} + x_2 \Lambda_{32} + x_3} \end{aligned}$$

Berikut merupakan hasil perhitungan harga  $\gamma_1$ ,  $\gamma_2$ , dan  $\gamma_3$  untuk sistem terner n-heptana (1) + 1-butanol (2) + DEC (3) pada  $x_1 = 0.78$ ,  $x_2 = 0.14$ , dan  $x_3 = 0.08$  pada suhu  $30^\circ\text{C}$  (303.15 K).

$\gamma_1$	$\gamma_2$	$\gamma_3$
1.11167	4.71244	1.44348

- **Menghitung Tekanan Uap Campuran Ternern.**

Dengan Persamaan :

$$P = x_1 \gamma_1 P_1^{sat} + x_2 \gamma_2 P_2^{sat} + x_3 \gamma_3 P_3^{sat}$$

$$P = 0.78 \times 0.87 \times 0.08 + 0.14 \times 0.02 \times 0.01$$

$$+ 0.08 \times 0.03 \times 0.02 = 7.81 \text{ kPa}$$

Berdasarkan hasil eksperimen diperoleh tekanan uap campuran n-heptana (1) + 1-butanol (2) + DEC (3) pada  $x_1 = 0.78$ ,  $x_2 = 0.14$ , dan  $x_3 = 0.08$  pada suhu  $30^\circ\text{C}$  (303.15 K) sebesar 7.81 kPa.

Sehingga didapatkan nilai AD tekanan uap campuran diatas berdasarkan eksperimen dan perhitungan didapat,

$$AAD = \left| \frac{8.15 - 7.81}{7.81} \right| \times 100\% = 4.36\%$$

Berdasarkan hasil korelasi seluruh variabel data eksperimen sistem terner n-heptana (1) + 1-butanol (2) + DEC (3) pada suhu 30°C - 50°C (303.15 – 323.15 K) dengan persamaan Wilson, diperoleh AAD Persamaan Wilson terhadap eksperimen sebesar 3.21%.

### 3.2 Korelasi Data Eksperimen dengan Persamaan NRTL

Untuk menghitung tekanan uap campuran terner dapat digunakan persamaan NRTL sebagai berikut :

$$\ln \gamma_1 = \frac{\tau_{11}G_{11}x_1 + \tau_{21}G_{21}x_2 + \tau_{31}G_{31}x_3}{G_{11}x_1 + G_{21}x_2 + G_{31}x_3} + \frac{x_1G_{11}}{G_{11}x_1 + G_{21}x_2 + G_{31}x_3} \left( \tau_{11} - \frac{\tau_{11}G_{11}x_1 + \tau_{21}G_{21}x_2 + \tau_{31}G_{31}x_3}{G_{11}x_1 + G_{21}x_2 + G_{31}x_3} \right) + \frac{x_2G_{12}}{G_{12}x_1 + G_{22}x_2 + G_{32}x_3} \left( \tau_{12} - \frac{\tau_{12}G_{12}x_1 + \tau_{22}G_{22}x_2 + \tau_{32}G_{32}x_3}{G_{12}x_1 + G_{22}x_2 + G_{32}x_3} \right) + \frac{x_3G_{13}}{G_{13}x_1 + G_{23}x_2 + G_{33}x_3} \left( \tau_{13} - \frac{\tau_{13}G_{13}x_1 + \tau_{23}G_{23}x_2 + \tau_{33}G_{33}x_3}{G_{13}x_1 + G_{23}x_2 + G_{33}x_3} \right)$$

$$\ln \gamma_2 = \frac{\tau_{12}G_{12}x_1 + \tau_{22}G_{22}x_2 + \tau_{32}G_{32}x_3}{G_{12}x_1 + G_{22}x_2 + G_{32}x_3} + \frac{x_1G_{21}}{G_{11}x_1 + G_{21}x_2 + G_{31}x_3} \left( \tau_{21} - \frac{\tau_{11}G_{11}x_1 + \tau_{21}G_{21}x_2 + \tau_{31}G_{31}x_3}{G_{11}x_1 + G_{21}x_2 + G_{31}x_3} \right) + \frac{x_2G_{22}}{G_{12}x_1 + G_{22}x_2 + G_{32}x_3} \left( \tau_{22} - \frac{\tau_{12}G_{12}x_1 + \tau_{22}G_{22}x_2 + \tau_{32}G_{32}x_3}{G_{12}x_1 + G_{22}x_2 + G_{32}x_3} \right) + \frac{x_3G_{23}}{G_{13}x_1 + G_{23}x_2 + G_{33}x_3} \left( \tau_{23} - \frac{\tau_{13}G_{13}x_1 + \tau_{23}G_{23}x_2 + \tau_{33}G_{33}x_3}{G_{13}x_1 + G_{23}x_2 + G_{33}x_3} \right)$$

$$\ln \gamma_3 = \frac{\tau_{13}G_{13}x_1 + \tau_{23}G_{23}x_2 + \tau_{33}G_{33}x_3}{G_{13}x_1 + G_{23}x_2 + G_{33}x_3} + \frac{x_1G_{31}}{G_{11}x_1 + G_{21}x_2 + G_{31}x_3} \left( \tau_{31} - \frac{\tau_{11}G_{11}x_1 + \tau_{21}G_{21}x_2 + \tau_{31}G_{31}x_3}{G_{11}x_1 + G_{21}x_2 + G_{31}x_3} \right) + \frac{x_2G_{32}}{G_{12}x_1 + G_{22}x_2 + G_{32}x_3} \left( \tau_{32} - \frac{\tau_{12}G_{12}x_1 + \tau_{22}G_{22}x_2 + \tau_{32}G_{32}x_3}{G_{12}x_1 + G_{22}x_2 + G_{32}x_3} \right) + \frac{x_3G_{33}}{G_{13}x_1 + G_{23}x_2 + G_{33}x_3} \left( \tau_{33} - \frac{\tau_{13}G_{13}x_1 + \tau_{23}G_{23}x_2 + \tau_{33}G_{33}x_3}{G_{13}x_1 + G_{23}x_2 + G_{33}x_3} \right)$$

Parameter Biner model NRTL yang digunakan dalam perhitungan dapat di lihat pada tabel di bawah :

<b>b<sub>12</sub></b>	3850.68	<b>b<sub>23</sub></b>	4696	<b>b<sub>13</sub></b>	247.2
<b>b<sub>21</sub></b>	4103.84	<b>b<sub>32</sub></b>	1570	<b>b<sub>31</sub></b>	2870.1
<b>α</b>	0.30	<b>α</b>	0.3	<b>α</b>	0.3

Sedangkan parameter Antoine dari DEC, Isooktana, 1-Butanol didapatkan dari (Stull, 1947, Williamham, Taylor, et al, 1945, Kemme and Kreps, 1969).

Komponen	Antoine Constants		
	A	B	C
n-Heptana	4.02832	1268.636	-56.199
1-Butanol	4.54607	1351.555	-93.34
DEC	4.77616	1721.904	-37.959

Sebagai contoh, perhitungan sistem terner n-heptana (1) + 1-butanol (2) + DEC (3) pada  $x_1 = 0.78$ ,  $x_2 = 0.14$ , dan  $x_3 = 0.08$  pada suhu 30°C.

$$P_1^{sat} = 10^{\wedge} (4.02832 - (1268.636 / (303.15 + (-56.199))))$$

$$P_1^{sat} = 0.078 \text{ bar} = 7.8 \text{ kPa}$$

$$P_2^{sat} = 10^{\wedge} (4.54607 - (1351.555 / (303.15 + (-93.34))))$$

$$P_2^{sat} = 0.013 \text{ bar} = 1.3 \text{ kPa}$$

$$P_3^{sat} = 10^{\wedge} (4.77616 - (1721.904 / (303.15 + (-37.959))))$$

$$P_3^{sat} = 0.019 \text{ bar} = 1.9 \text{ kPa}$$

Dari rumus yang telah dijabarkan diatas maka didapatkan harga :

$$\tau_{12} = \left( \frac{3850.687}{8.31451 \times 303.15} \right) = 1.52772$$

$$\tau_{21} = \left( \frac{4105.845}{8.31451 \times 303.15} \right) = 1.62816$$

$$\tau_{23} = \left( \frac{4696}{8.31451 \times 303.15} \right) = 1.86309$$



$$\tau_{32} = \left( \frac{-1570}{8.31451 \times 303.15} \right) = -0.62288$$

$$\tau_{13} = \left( \frac{247.2}{8.31451 \times 303.15} \right) = 0.09807$$

$$\tau_{31} = \left( \frac{2870.1}{8.31451 \times 303.15} \right) = 1.13868$$

$$G_{12} = \exp(-0.3 \times 1.52772) = 0.63235$$

$$G_{21} = \exp(-0.3 \times 1.62816) = 0.61358$$

$$G_{23} = \exp(-0.3 \times 1.86309) = 0.57182$$

$$G_{32} = \exp(-0.3 \times -0.62288) = 1.20546$$

$$G_{13} = \exp(-0.3 \times 0.09807) = 0.97101$$

$$G_{31} = \exp(-0.3 \times 1.13868) = 0.71063$$

$$\gamma_1 = 1.09072$$

$$\gamma_2 = 4.95012$$

$$\gamma_3 = 1.52758$$

$$P = (x_1 \gamma_1 P_1^{sat}) \times (x_2 \gamma_2 P_2^{sat}) \times (x_3 \gamma_3 P_3^{sat})$$

$$P = (0.78 \times 1.09072 \times 7.8) \times (0.14 \times 4.95012 \times 1.3) \times (0.08 \times 1.52758 \times 1.9)$$

$$P = 7.74 \text{ kPa}$$

Dari data eksperimen diperoleh tekanan uap sebesar 7.74 kPa

$$AAD = \left| \frac{(8.15 - 7.74)}{7.74} \right| \times 100\% = 5.36\%$$

Hasil korelasi keseluruhan variabel data eksperimen pengukuran tekanan uap sistem terner n-heptana (1) + 1-butanol (2) + DEC (3) pada suhu 30°C – 50°C (303.15 – 323.15 K) dengan persamaan NRTL, diperoleh AAD sebesar 2.9%.

### 3.3 Korelasi Data Eksperimen dengan Persamaan UNIQUAC

Untuk mengitung tekanan uap campuran terner dengan persamaan UNIQUAC, adalah sebagai berikut :

$$\ln \gamma_i = \ln \gamma_i^C + \ln \gamma_i^R \quad (i)$$

$$\ln \gamma_i^C = \ln \frac{\phi_i}{x_i} + \frac{z}{2} q_i \ln \frac{\theta_i}{\phi_i} + l_i - \frac{\phi_i}{x_i} \sum_j x_j l_j \quad (ii)$$

$$\ln \gamma_i^R = q_i \left[ 1 - \ln \left( \sum_j \theta_j \tau_{ji} \right) - \sum_j \frac{\theta_j \tau_{ij}}{\sum_k \theta_k \tau_{kj}} \right] \quad (iii)$$

$$\theta_i = \frac{x_i q_i}{\sum_j x_j q_j} \quad (iv)$$

$$\Phi_i = \frac{x_i r_i}{\sum_j x_j r_j} \quad (v)$$

$$\tau_{ji} = \exp \left( - \frac{(\Delta u_{ji})}{RT} \right) \quad (vi)$$

dimana  $u_{ii} = u_{jj} = u_{kk} = 0$

Untuk menghitung harga  $l_i$ ,  $q_i$ , dan  $r_i$  menggunakan persamaan sebagai berikut :

$$r_i = \sum_k v_k^{(i)} R_k \quad (vii)$$

$$q_i = \sum_k v_k^{(i)} Q_k \quad (viii)$$

$$l_i = \frac{z}{2} (r_i - q_i) - (r_i - 1) \quad (ix)$$

dan  $z = 10$  (ditetapkan)

**Data : UNIFAC Group Specifications and Sample Group Assignments**

The Properties of Gases and Liquids "*John M. Prausnitz and Poling*" page 317.

Dengan menggunakan persamaan (vii), (viii), dan (ix) didapatkan harga  $r_i$ ,  $q_i$ , dan  $l_i$  sebagai berikut:

Senyawa		Main	Sec	$v_j$	Volume (R)	S.Area (Q)	r	q	l
N- Heptane	CH3	1	1	2	0,9011	0,848	1,8022	1,696	
	CH2	1	2	5	0,6744	0,54	3,372	2,7	
							5,1742	4,396	- 0,2832
1- Butanol	CH3	1	1	1	0,9011	0,848	0,9011	0,848	
	CH2	1	2	3	0,6744	0,54	2,0232	1,62	
	OH	5	14	1	0,92	1,4	0,92	1,4	
							3,8443	3,868	- 2,9628
DEC	CH3	1	1	2	0,9011	0,848	1,8022	1,696	
	CH2	1	2	1	0,6744	0,54	0,6744	0,54	
	CH2 O	13	25	1	0,9183	0,78	0,9183	0,78	
	COO	41	77	1	1,38	1,2	1,38	1,2	
							4,7749	4,216	- 0,9804

Parameter Biner model UNIQUAC yang digunakan dalam perhitungan dapat di lihat pada tabel di bawah .:

$\Delta u_{12}$	$\Delta u_{21}$	$\Delta u_{13}$	$\Delta u_{31}$	$\Delta u_{23}$	$\Delta u_{32}$
741.80	781.85	-304.6	1021.7	1923	-1027

Dengan memasukkan nilai nilai  $\Delta u_{12}$ ,  $\Delta u_{21}$ ,  $\Delta u_{13}$ ,  $\Delta u_{31}$ ,  $\Delta u_{23}$ ,  $\Delta u_{32}$ , dari eksperimen sebelumnya maka dapat di hitung  $\theta_1$ ,  $\theta_2$ ,  $\theta_3$  dengan persamaan (iv), harga  $\Phi_1$ ,  $\Phi_2$ ,  $\Phi_3$  dengan persamaan (v), dan harga  $\tau_{12}$ ,  $\tau_{21}$ ,  $\tau_{13}$ ,  $\tau_{31}$ ,  $\tau_{23}$ ,  $\tau_{32}$  dengan menggunakan persamaan (vi). Dari ketiga harga  $\theta$ ,  $\Phi$ , dan  $\tau$  yang telah didapatkan maka dapat menghitung harga  $\gamma_i^C$  dan  $\gamma_i^R$  dengan persamaan (ii) dan (iii). Kemudian harga  $\gamma_i^C$  dan  $\gamma_i^R$  digunakan untuk menghitung harga  $\gamma_1$ ,  $\gamma_2$ , dan  $\gamma_3$  dengan persamaan (i), dimana ketiga harga tersebut digunakan untuk mencari tekanan uap campuran dengan persamaan:

$$P = x_1 \gamma_1 P_1^{sat} + x_2 \gamma_2 P_2^{sat} + x_3 \gamma_3 P_3^{sat}$$

Sebagai contoh, perhitungan sistem terner n-heptana (1) + 1-butanol (2) + DEC (3) pada  $x_1 = 0.78$ ,  $x_2 = 0.14$ , dan  $x_3 = 0.08$  pada suhu  $30^\circ\text{C}$ .

$$P = (0.78 \times 0.988121 \times 7.8) \times (0.14 \times 4.641821 \times 1.3) \times (0.08 \times 1.414858 \times 1.9)$$

$$P = 7.70 \text{ kPa}$$

Dari data eksperimen diperoleh tekanan uap sebesar 7.70 kPa

$$AAD = \left| \frac{(8.15 - 7.70)}{7.70} \right| \times 100\% = 5.82\%$$

Hasil korelasi keseluruhan variabel data eksperimen pengukuran tekanan uap sistem terner n-heptana (1) + 1-butanol (2) + DEC (3) pada suhu  $30^\circ\text{C} - 50^\circ\text{C}$  ( $303.15 - 323.15 \text{ K}$ ) dengan persamaan UNIQUAC, diperoleh AAD sebesar 2.95%.

#### 4. Prediksi Data Eksperimen dengan Persamaan UNIFAC

Sebagai contoh adalah menghitung tekanan uap campuran dari sistem terner n-heptana (1) + 1-butanol (2) + DEC (3) pada suhu  $30^\circ\text{C}$  dengan fraksi mol dari masing-masing komponen yaitu  $x_1 = 0.78$ ,  $x_2 = 0.14$ , dan  $x_3 = 0.08$  pada suhu  $30^\circ\text{C}$ , sebagai berikut:

$$\ln \gamma_i = \ln \gamma_i^C + \ln \gamma_i^R \quad (x)$$

$$\ln \gamma_i^C = \ln \frac{\phi_i}{x_i} + \frac{z}{2} q_i \ln \frac{\theta_i}{\phi_i} + l_i - \frac{\phi_i}{x_i} \sum_j x_j l_j \quad (xi)$$

$$\theta_i = \frac{q_i x_i}{\sum_j q_j x_j} \quad (xii)$$

$$\phi_i = \frac{r_i x_i}{\sum_j r_j x_j} \quad (xiii)$$

$$\ln \gamma_i^R = \sum_k v_k^{(i)} (\ln \Gamma_k - \ln \Gamma_k^{(1)}) \quad (xiv)$$

$$\ln \Gamma_k = Q_k \left[ 1 - \ln (\sum_m \theta_m \Psi_{mk}) - \sum_m \frac{\theta_m \Psi_{km}}{\sum_n \theta_n \Psi_{nm}} \right] \quad (xv)$$

$$\theta_m = \frac{Q_m X_m}{\sum_n Q_n X_n} \quad (xvi)$$

$$X_j(i) = \frac{v_j^i}{\sum_k v_k^i} \quad (xvii)$$

$$X_m = \frac{\sum_j v_m^{(j)} x_j}{\sum_j \sum_n v_n^{(j)} x_j} \quad (xviii)$$

$$\Psi_{mn} = \exp \left( -\frac{a_{mn}}{T} \right) \quad (xix)$$

dimana untuk menghitung harga  $l_i$ ,  $q_i$ , dan  $r_i$  menggunakan persamaan (xx) sebagai berikut:

$$l_i = \frac{z}{2} (r_i - q_i) - (r_i - 1) \quad (xx)$$

Z=10 (ditetapkan)

$$r_i = \sum_k v_k^{(1)} R_k \quad (xxi)$$

$$q_i = \sum_k v_k^{(1)} Q_k \quad (xxii)$$

Adapun pembagian rumus bangun dari masing-masing komponen adalah sebagai berikut:

## **Data : UNIFAC Group Specifications and Sample Group Assignments**

The Properties of Gases and Liquids "John M. Prausnitz and Poling" page 317.

Dengan menggunakan persamaan (xxi), (xxii), dan (xx) didapatkan harga  $r_i$ ,  $q_i$ , dan  $l_i$  sebagai berikut:

Senyawa		Main	Sec	$v_j$	Volume (R)	S.Area (Q)	r	q	l
N-Heptane	CH3	1	1	2	0,9011	0,848	1,8022	1,696	
	CH2	1	2	5	0,6744	0,54	3,372	2,7	
							5,1742	4,396	- 0,2832
1-Butanol	CH3	1	1	1	0,9011	0,848	0,9011	0,848	
	CH2	1	2	3	0,6744	0,54	2,0232	1,62	
	OH	5	14	1	0,92	1,4	0,92	1,4	
							3,8443	3,868	- 2,9628
DEC	CH3	1	1	2	0,9011	0,848	1,8022	1,696	
	CH2	1	2	1	0,6744	0,54	0,6744	0,54	
	CH2 O	13	25	1	0,9183	0,78	0,9183	0,78	
	COO	41	77	1	1,38	1,2	1,38	1,2	
							4,7749	4,216	- 0,9804

### Koefisien Aktivitas Combinatorial

Langkah pertama dalam perhitungan prediksi kesetimbangan uap-cair menggunakan model UNIFAC adalah menghitung koefisien aktivitas *combinatorial*.

Dengan data tabel di atas maka dapat di hitung nilai  $\theta_1$ ,  $\theta_2$ ,  $\theta_3$  dengan persamaan (xii), dan harga  $\Phi_1$ ,  $\Phi_2$ ,  $\Phi_3$  dengan persamaan (xiii), Dari kedua harga  $\theta$ ,  $\Phi$  yang telah didapatkan maka dapat menghitung harga  $\gamma_i^C$  ( $\gamma_1$ ,  $\gamma_2$ , dan  $\gamma_3$ ) dengan persamaan (xi), dimana ketiga harga tersebut digunakan untuk mencari tekanan uap campuran dengan persamaan:

$$P = x_1 \gamma_1 P_1^{sat} + x_2 \gamma_2 P_2^{sat} + x_3 \gamma_3 P_3^{sat}$$

Maka nilai koefisien aktifitas kombinatorial dari masing-masing komponen ( $\gamma_1$ ,  $\gamma_2$ , dan  $\gamma_3$ ) didapatkan.

### Koefisien Aktivitas Residual

Selanjutnya adalah menghitung koefisien aktivitas residual. Perhitungan dimulai dengan menentukan main grup yang terlibat pada sistem n-heptana (1) + 1-butanol (2) + DEC (3) berdasarkan table 8-24 UNIFAC Group-Group Interaction Parameters (Poling, et.all.,2001). Main Group yang terlibat adalah : 1 , 13 , 41 dan 5. Dimana dapat dicari parameter  $a(m,n)$  nya.

$$a_{(1,13)} = 251.5 \qquad a_{(1,41)} = 387.1 \qquad a_{(1,5)} = 986.5$$

$$a_{(13,1)} = 83.36 \qquad a_{(41,1)} = 529 \qquad a_{(5,1)} = 156.4$$

$$a_{(13,41)} = 417 \qquad a_{(13,5)} = 237.7 \qquad a_{(415)} = 88.63$$

$$a_{(41,13)} = -247.8 \qquad a_{(5,13)} = 28.06 \qquad a_{(5,41)} = 199.31$$

Langkah selanjutnya adalah menghitung  $\Psi_{mn}$

dengan persamaan :

$$\Psi_{mn} = \exp \left( - \frac{a_{mn}}{T} \right) \qquad (xxiii)$$

Maka nilai  $\Psi_{(1,13)}$  ,  $\Psi_{(13,1)}$  ,  $\Psi_{(13,41)}$  ,  $\Psi_{(41,13)}$  ,  $\Psi_{(1,41)}$  ,  $\Psi_{(41,1)}$  ,  $\Psi_{(13,5)}$  ,  $\Psi_{(5,13)}$  ,  $\Psi_{(1,5)}$  ,  $\Psi_{(5,1)}$  ,  $\Psi_{(415)}$  , dan  $\Psi_{(5,41)}$  di dapatkan.

Langkah selanjutnya adalah menghitung properti residual untuk masing-masing komponen murni, sebagai berikut:

**n-Heptana**

$$\text{CH}_3 = 1'1$$

$$\text{CH}_2 = 1'2$$

**1-Butanol**

$$\text{CH}_3 = 1'1$$

$$\text{CH}_2 = 1'2$$

$$\text{OH} = 5$$

**DEC**

$$\text{CH}_3 = 1'1$$

$$\text{CH}_2 = 1'2$$

$$\text{CH}_2\text{O} = 13$$

$$\text{COO} = 41$$

- **N-Heptana Murni**

Gugus yang dimiliki Isooktana adalah  $\text{CH}_3$  dan  $\text{CH}_2$ . Sehingga akan dihitung  $X1'1^{(1)}$ ,  $X1'2^{(1)}$  menggunakan persamaan (xvii). Selanjutnya akan dihitung  $\theta1'1^{(1)}$ ,  $\theta1'2^{(1)}$  dan  $\ln \Gamma1'1^{(1)}$ ,  $\ln \Gamma1'2^{(1)}$  untuk masing-masing gugus menggunakan persamaan (xvi) dan (xv).

- **1-Butanol Murni**

Gugus yang dimiliki Etanol adalah  $\text{CH}_3$ ,  $\text{CH}_2$ , dan  $\text{OH}$ . Sehingga akan dihitung  $X1'1^{(1)}$ ,  $X1'2^{(1)}$ , dan  $X5^{(1)}$  menggunakan persamaan (xvii). Selanjutnya akan dihitung  $\theta1'1^{(1)}$ ,  $\theta1'2^{(1)}$ ,  $\theta5^{(1)}$  dan  $\ln \Gamma1'1^{(1)}$ ,  $\ln \Gamma1'2^{(1)}$ , dan  $\ln \Gamma5^{(1)}$  untuk masing-masing gugus menggunakan persamaan (xvi) dan (xv).

- **DEC Murni**

Gugus yang dimiliki DEC adalah  $\text{CH}_3$ ,  $\text{CH}_2$ ,  $\text{CH}_2\text{O}$ , dan  $\text{COO}$ . Sehingga akan dihitung  $X1'1^{(1)}$ ,  $X1'2^{(1)}$ ,  $X13^{(1)}$ , dan  $X41^{(1)}$  menggunakan persamaan (xvii). Selanjutnya akan dihitung  $\theta1'1^{(1)}$ ,  $\theta1'2^{(1)}$ ,  $\theta13^{(1)}$ ,  $\theta41^{(1)}$  dan  $\ln \Gamma1'1^{(1)}$ ,  $\ln \Gamma1'2^{(1)}$ ,  $\ln \Gamma13^{(1)}$ ,  $\ln \Gamma41^{(1)}$  untuk masing-masing gugus menggunakan persamaan (xvi) dan (xv).

Residual Group Activity Coefficient



Pada langkah ini, dihitung kembali  $X_k$ ,  $\theta_k$ , dan  $\ln \Gamma_k$  untuk tiap grup. Seluruh main group dan jumlah yang terlibat pada sistem n-Heptana (1) + 1-Butanol (2) + DEC (3) dapat dilihat pada tabel berikut:

Gugus	Vj
CH3	5
CH2	9
CH2O	1
COO	1
OH	1
Total	17

Sehingga besaran yang dihitung pada langkah ini adalah :

- $X1'1$ ,  $X1'2$ ,  $X13$ ,  $X41$ , dan  $X5$
- $\theta1'1$ ,  $\theta1'2$ ,  $\theta13$ ,  $\theta41$ , dan  $\theta5$
- $\ln \Gamma1'1$ ,  $\ln \Gamma1'2$ ,  $\ln \Gamma13$ ,  $\ln \Gamma41$ ,  $\ln \Gamma5$

Setelah mendapat semua besaran di atas, maka  $\ln \gamma_i^R$  ( $\ln \gamma_1^R$ ,  $\ln \gamma_2^R$ ,  $\ln \gamma_3^R$ ) dari masing-masing komponen dapat dihitung menggunakan persamaan (xiv).

Langkah akhir adalah menghitung dengan persamaan (x)

$$\ln \gamma_i = \ln \gamma_i^C + \ln \gamma_i^R$$

Kemudian harga  $\gamma_i^C$  dan  $\gamma_i^R$  digunakan untuk menghitung harga  $\gamma_1$ ,  $\gamma_2$ , dan  $\gamma_3$ , dimana ketiga harga tersebut digunakan untuk mencari tekanan uap campuran dengan persamaan :

$$P = x_1 \gamma_1 P_1^{sat} + x_2 \gamma_2 P_2^{sat} + x_3 \gamma_3 P_3^{sat}$$

Sehingga di dapatkan nilai AAD untuk sistem untuk sistem n-Heptana (1) + 1-Butanol (2) + DEC (3) dengan model UNIFAC sebesar 1.31%.

## 5. Perhitungan *Uncertainty*

### 5.1 *Uncertainty* Tekanan

Tekanan sistem diperoleh dari selisih tekanan lingkungan dengan tekanan dari pembacaan pressure gage. Pada contoh perhitungan *uncertainty* sistem terner n-heptana (1) + 1-butanol (2) + DEC (3) pada  $x_1 = 0.78$ ,  $x_2 = 0.14$ , dan  $x_3 = 0.08$  pada suhu

$$30^\circ\text{C}. \quad P_{\text{sistem}} = P_{\text{lingkungan}} + P_{\text{Gage}}$$

$$\delta P_{\text{sistem}} = \delta P_{\text{lingkungan}} + \delta P_{\text{gage}}$$

$\delta P_{\text{lingkungan}}$  adalah ketelitian alat ukur tekanan lingkungan yakni 0.01 kPa

$\delta P_{\text{gage}}$  adalah ketelitian alat ukur tekanan gage yakni 0.1 kPa

$$\delta P_{\text{sistem}} = 0.01 + 0.1 = 0.11 \text{ kPa (absolute uncertainty)}$$

$$\frac{\delta P_{\text{sistem}}}{P_{\text{sistem}}} = \frac{0.11}{8.16} = 0.013 \times 100\%$$

$$\frac{\delta P_{\text{sistem}}}{P_{\text{sistem}}} = 1.3\% \text{ (relative uncertainty)}$$

### 5.2 *Uncertainty* Fraksi Mol

Perhitungan fraksi mol dari massa penimbangan dec + isooktana + etanol didapatkan dari persamaan:

$$x_1 = \frac{n_1}{n_1 + n_2 + n_3}$$

$$x_1 = \frac{m_1 / BM_1}{m_1 / BM_1 + m_2 / BM_2 + m_3 / BM_3}$$

Untuk  $x_1(m_1, m_2, m_3)$ , *uncertainty*  $x_1(\delta x_1, \delta x_2, \delta x_3)$  diperoleh dari penurunan parsial fungsi  $x_1$  terhadap  $m_1$ ,  $m_2$ , dan  $m_3$ .

$$\delta x_1 = \left| \frac{\partial x_1}{\partial m_1} \right| \delta m_1 + \left| \frac{\partial x_1}{\partial m_2} \right| \delta m_2 + \left| \frac{\partial x_1}{\partial m_3} \right| \delta m_3$$

$$\delta x_1 = \left| \frac{\frac{1}{BM_1} \times \left( \frac{m_1}{BM_1} + \frac{m_2}{BM_2} + \frac{m_3}{BM_3} \right) - \frac{m_1}{BM_1^2}}{\left( \frac{m_1}{BM_1} + \frac{m_2}{BM_2} + \frac{m_3}{BM_3} \right)^2} \right| \delta m_1$$

$$+ \left| \frac{-\frac{m_1}{BM_1 \times BM_2}}{\left( \frac{m_1}{BM_1} + \frac{m_2}{BM_2} + \frac{m_3}{BM_3} \right)^2} \right| \delta m_2$$

$$+ \left| \frac{-\frac{m_1}{BM_1 \times BM_3}}{\left( \frac{m_1}{BM_1} + \frac{m_2}{BM_2} + \frac{m_3}{BM_3} \right)^2} \right| \delta m_3$$

$$\delta x_1 = \frac{\left( \frac{m_2}{BM_1 \times BM_2} + \frac{m_3}{BM_1 \times BM_3} \right) + \frac{m_1}{BM_1 \times BM_2} + \frac{m_1}{BM_1 \times BM_3}}{\left( \frac{m_1}{BM_1} + \frac{m_2}{BM_2} + \frac{m_3}{BM_3} \right)^2} \delta m$$

$$\delta x_1 = \frac{\left( \frac{m_1 + m_2}{BM_1 \times BM_2} + \frac{m_1 + m_3}{BM_1 \times BM_3} \right)}{\left( \frac{m_1}{BM_1} + \frac{m_2}{BM_2} + \frac{m_3}{BM_3} \right)^2} \delta m$$

$$\delta x_1 = \frac{((m_1 + m_2) \times BM_3 + (m_1 + m_3) \times BM_2)}{\left( \frac{m_1}{BM_1} + \frac{m_2}{BM_2} + \frac{m_3}{BM_3} \right)^2 (BM_1 \times BM_2 \times BM_3)} \delta m$$

dimana  $n_{1,2,3} = \frac{m_{1,2,3}}{BM_{1,2,3}}$

sehingga

$$\delta x_1 = \frac{((m_1 + m_2) \times BM_3 + (m_1 + m_3) \times BM_2)}{(n_1 + n_2 + n_3)^2 (BM_1 \times BM_2 \times BM_3)}$$

$$\delta x_2 = \frac{((m_2 + m_3) \times BM_1 + (m_2 + m_1) \times BM_3)}{(n_1 + n_2 + n_3)^2 (BM_1 \times BM_2 \times BM_3)}$$

$$\delta x_3 = \frac{((m_3 + m_1) \times BM_2 + (m_3 + m_2) \times BM_1)}{(n_1 + n_2 + n_3)^2 (BM_1 \times BM_2 \times BM_3)}$$

Pada saat penimbangan massa sistem terner n-heptana (1) + 1-butanol (2) + DEC (3), untuk fraksi mol  $x_1 = 0.78$ ,  $x_2 = 0.14$ , dan  $x_3 = 0.08$  diketahui penimbangan  $m_1$  sebesar 85.98 g,  $m_2$  sebesar 10.75 g, dan  $m_3$  sebesar 10.75 g dengan keakuratan neraca analitik  $\delta m = 0.0001$  g

$$\begin{aligned}\delta x_1 &= \frac{((85.98 + 10.75) \times 118.13 + (85.98 + 10.75) \times 74.1)}{(0.8580 + 0.1450 + 0.0910)^2 (100.21 \times 74.1 \times 118.13)} \times 0.0001 \\ &= 1.7712 \times 10^{-6}\end{aligned}$$

$$\begin{aligned}\delta x_2 &= \frac{((10.75 + 10.75) \times 100.21 + (10.75 + 85.98) \times 118.13)}{(0.8580 + 0.1450 + 0.0910)^2 (100.21 \times 74.1 \times 118.13)} \\ &\times 0.0001 = 1.2936 \times 10^{-6}\end{aligned}$$

$$\begin{aligned}\delta x_3 &= \frac{((10.75 + 85.98) \times 74.1 + (10.75 + 10.75) \times 100.21)}{(0.8580 + 0.1450 + 0.0910)^2 (100.21 \times 74.1 \times 118.13)} \times 0.0001 \\ &= 8.8796 \times 10^{-7}\end{aligned}$$

$$\frac{\delta x_1}{x_1} = \frac{1.7712 \times 10^{-6}}{0.78} = 0.00023\%$$

$$\frac{\delta x_1}{x_1} = \frac{1.2936 \times 10^{-6}}{0.14} = 0.00098\%$$

$$\frac{\delta x_1}{x_1} = \frac{8.8796 \times 10^{-7}}{0.08} = 0.00107\%$$

Uncertainty fraksi mol komponen 1 ( $\delta x_1$ ) terhadap fraksi mol komponen 1 diperoleh sebesar 0.00023%. *Uncertainty* fraksi mol komponen 2 ( $\delta x_2$ ) terhadap fraksi mol komponen 2 diperoleh sebesar 0.00098%. *Uncertainty* fraksi mol komponen 3 ( $\delta x_3$ ) terhadap fraksi mol komponen 3 diperoleh sebesar 0.00107%.

*(Halaman ini sengaja dikosongkan)*

**A. Hasil Perhitungan Validasi Komponen Murni n-Heptana**

Konstanta Antoine	A	B	C
n-Heptana	4.02832	1268.636	-56.199
$T$ (K)	$P_{\text{exp}}$ (kPa)	$P_{\text{calc}}$ (kPa) Persamaan Antoine	% AAD
303.15	7.74	7.78	0.55%
305.65	8.44	8.76	3.68%
308.15	9.54	9.84	3.07%
310.65	10.84	11.03	1.72%
313.15	12.24	12.33	0.75%
315.65	14.04	13.76	2.03%
318.15	15.74	15.32	2.73%
320.65	17.14	17.02	0.68%
323.15	18.94	18.88	0.32%
<b>AAD = 1.72%</b>			

**B. Hasil Perhitungan Validasi Komponen Murni Isooktana**

Konstanta Antoine	A	B	C
Isooktana	3.93679	1257.84	-52.415
$T$ (K)	$P_{\text{exp}}$ (kPa)	$P_{\text{calc}}$ (kPa) Persamaan Antoine	% AAD
303.15	8.04	8.32	3.38%
305.65	9.24	9.33	0.92%
308.15	10.44	10.43	0.10%
310.65	11.74	11.64	0.88%
313.15	12.94	12.96	0.15%
315.65	14.44	14.40	0.27%
318.15	15.94	15.97	0.20%
320.65	17.54	17.68	0.79%
323.15	19.34	19.53	0.99%
<b>AAD = 0.85%</b>			

**C.1 Hasil Perhitungan Prediksi Sistem n-Heptana (1) + 1-Butanol (2) + DEC (3) dengan  
Parameter Biner model Wilson pada 303.15 K – 305.65 K**

Parameter Wilson														
<b>a<sub>12</sub></b>	4205.09	<b>a<sub>23</sub></b>	-299	<b>a<sub>13</sub></b>	1968.7									
<b>a<sub>21</sub></b>	6528.10	<b>a<sub>32</sub></b>	3653	<b>a<sub>31</sub></b>	1359.7									
T = 303.15 K									T = 305.65 K					
<b>x<sub>1</sub></b>	<b>x<sub>2</sub></b>	<b>x<sub>3</sub></b>	<b>P exp</b>	<b>γ<sub>1</sub></b>	<b>γ<sub>2</sub></b>	<b>γ<sub>3</sub></b>	<b>P calc</b>	<b>AAD</b>	<b>P exp</b>	<b>γ<sub>1</sub></b>	<b>γ<sub>2</sub></b>	<b>γ<sub>3</sub></b>	<b>P calc</b>	<b>AAD</b>
( <i>mol</i> )	( <i>mol</i> )	( <i>mol</i> )	( <i>kPa</i> )	( <i>kPa</i> )					( <i>kPa</i> )			( <i>kPa</i> )		
0.75	0.25	0	8.05	1.22	3.39	1.13	8.21	1.95%	8.65	1.22	3.38	1.13	9.30	6.98%
0.77	0.19	0.04	8.16	1.16	3.98	1.27	8.01	1.81%	8.85	1.16	3.96	1.27	9.08	2.49%
0.78	0.13	0.08	8.15	1.11	4.71	1.44	7.81	4.36%	8.75	1.11	4.69	1.44	8.84	1.00%
0.80	0.07	0.13	7.78	1.07	5.64	1.67	7.57	2.82%	8.97	1.07	5.60	1.67	8.55	4.89%
0.66	0.26	0.08	7.84	1.27	3.00	1.24	7.75	1.18%	8.84	1.27	2.99	1.24	8.78	0.71%
0.58	0.26	0.16	7.63	1.34	2.63	1.25	7.29	4.59%	8.24	1.34	2.62	1.25	8.27	0.31%
0.49	0.26	0.25	7.79	1.45	2.32	1.22	6.85	13.75%	8.59	1.44	2.31	1.22	7.76	10.68%

**C.2 Hasil Perhitungan Prediksi Sistem n-Heptana (1) + 1-Butanol (2) + DEC (3) dengan  
Parameter Biner model Wilson pada 308.15 K – 310.65 K**

Parameter Wilson														
<b>a<sub>12</sub></b>	4205.09	<b>a<sub>23</sub></b>	-299	<b>a<sub>13</sub></b>	1968.7									
<b>a<sub>21</sub></b>	6528.10	<b>a<sub>32</sub></b>	3653	<b>a<sub>31</sub></b>	1359.7									
<b>x<sub>1</sub></b>	<b>x<sub>2</sub></b>	<b>x<sub>3</sub></b>	<b>T = 308.15 K</b>						<b>T = 310.65 K</b>					
			<b>P exp</b>	<b>γ<sub>1</sub></b>	<b>γ<sub>2</sub></b>	<b>γ<sub>3</sub></b>	<b>P calc</b>	<b>AAD</b>	<b>P exp</b>	<b>γ<sub>1</sub></b>	<b>γ<sub>2</sub></b>	<b>γ<sub>3</sub></b>	<b>P calc</b>	<b>AAD</b>
<i>( mol )</i>	<i>(mol)</i>	<i>(mol)</i>	<i>(kPa)</i>	<i>( kPa )</i>						<i>(kPa)</i>	<i>( kPa )</i>			
0.75	0.25	0	9.92	1.22	3.37	1.13	10.51	5.60%	11.29	1.22	3.36	1.13	11.85	4.72%
0.77	0.19	0.04	10.04	1.16	3.95	1.26	10.25	2.10%	11.46	1.16	3.93	1.26	11.56	0.88%
0.78	0.13	0.08	10.04	1.11	4.67	1.44	9.98	0.60%	11.44	1.11	4.64	1.43	11.24	1.75%
0.80	0.07	0.13	10.12	1.06	5.57	1.66	9.64	4.95%	11.42	1.06	5.64	1.66	10.85	5.27%
0.66	0.26	0.08	9.82	1.27	2.98	1.23	9.92	1.03%	11.11	1.27	2.97	1.23	11.19	0.72%
0.58	0.26	0.16	9.72	1.34	2.62	1.25	9.34	4.02%	10.80	1.34	2.61	1.24	10.54	2.45%
0.49	0.26	0.25	9.37	1.44	2.31	1.22	8.78	6.77%	10.56	1.44	2.30	1.21	9.90	6.65%



**C.3 Hasil Perhitungan Prediksi Sistem n-Heptana (1) + 1-Butanol (2) + DEC (3) dengan  
Parameter Biner model Wilson pada 313.15 K – 315.65 K**

Parameter Wilson														
<b>a<sub>12</sub></b>	4205.09	<b>a<sub>23</sub></b>	-299						<b>a<sub>13</sub></b>	1968.7				
<b>a<sub>21</sub></b>	6528.10	<b>a<sub>32</sub></b>	3653						<b>a<sub>31</sub></b>	1359.7				
<b>x<sub>1</sub></b>	<b>x<sub>2</sub></b>	<b>x<sub>3</sub></b>	<b>T = 313.15 K</b>						<b>T = 315.65 K</b>					
			<b>P exp</b>	<b>γ<sub>1</sub></b>	<b>γ<sub>2</sub></b>	<b>γ<sub>3</sub></b>	<b>P calc</b>	<b>AAD</b>	<b>P exp</b>	<b>γ<sub>1</sub></b>	<b>γ<sub>2</sub></b>	<b>γ<sub>3</sub></b>	<b>P calc</b>	<b>AAD</b>
			( <i>kPa</i> )	( <i>kPa</i> )					( <i>kPa</i> )					( <i>kPa</i> )
( <i>mol</i> )	( <i>mol</i> )	( <i>mol</i> )												
0.75	0.25	0	12.77	1.22	3.35	1.13	13.33	4.22%	14.35	1.22	3.34	1.13	9.30	6.98%
0.77	0.19	0.04	12.86	1.16	3.91	1.26	13.01	1.13%	14.37	1.16	3.90	1.26	9.08	2.49%
0.78	0.13	0.08	12.85	1.11	4.62	1.43	12.64	1.66%	14.45	1.11	4.59	1.43	8.84	1.00%
0.80	0.07	0.13	12.80	1.06	5.50	1.65	12.18	5.11%	14.19	1.06	5.47	1.65	8.55	4.89%
0.66	0.26	0.08	12.38	1.27	2.96	1.23	12.59	1.70%	13.89	1.27	2.95	1.23	8.78	0.71%
0.58	0.26	0.16	12.10	1.34	2.60	1.24	11.87	1.97%	13.51	1.33	2.60	1.24	8.27	0.31%
0.49	0.26	0.25	11.85	1.44	2.30	1.21	11.15	6.30%	13.33	1.43	2.29	1.21	7.76	10.68%

**C.4 Hasil Perhitungan Prediksi Sistem n-Heptana (1) + 1-Butanol (2) + DEC (3) dengan  
Parameter Biner model Wilson pada 318.15 K – 320.65 K**

Parameter Wilson														
<b>a<sub>12</sub></b>	4205.09	<b>a<sub>23</sub></b>	-299	<b>a<sub>13</sub></b>	1968.7									
<b>a<sub>21</sub></b>	6528.10	<b>a<sub>32</sub></b>	3653	<b>a<sub>31</sub></b>	1359.7									
<b>x<sub>1</sub></b>  ( mol )	<b>x<sub>2</sub></b>  ( mol )	<b>x<sub>3</sub></b>  ( mol )	<b>T = 318.15 K</b>						<b>T = 320.65 K</b>					
			<b>P exp</b>	<b>γ<sub>1</sub></b>	<b>γ<sub>2</sub></b>	<b>γ<sub>3</sub></b>	<b>P calc</b>	<b>AAD</b>	<b>P exp</b>	<b>γ<sub>1</sub></b>	<b>γ<sub>2</sub></b>	<b>γ<sub>3</sub></b>	<b>P calc</b>	<b>AAD</b>
			( kPa )				( kPa )		( kPa )				( kPa )	
0.75	0.25	0	16.04	1.21	3.33	1.13	16.78	4.40%	17.82	1.21	3.32	1.13	18.77	5.04%
0.77	0.19	0.04	16.09	1.16	3.88	1.26	16.36	1.65%	18.00	1.16	3.87	1.26	18.29	1.60%
0.78	0.13	0.08	16.05	1.11	4.57	1.43	15.88	1.10%	17.87	1.11	4.55	1.42	17.74	0.75%
0.80	0.07	0.13	15.75	1.06	5.43	1.64	15.25	3.28%	17.50	1.06	5.40	1.64	17.01	2.86%
0.66	0.26	0.08	15.49	1.26	2.94	1.23	15.85	2.30%	17.36	1.26	2.93	1.22	17.74	2.12%
0.58	0.26	0.16	15.03	1.33	2.59	1.24	14.94	0.58%	16.84	1.33	2.58	1.23	16.72	0.72%
0.49	0.26	0.25	14.85	1.43	2.28	1.21	14.04	5.74%	16.55	1.43	2.28	1.20	15.72	5.31%

**C.5 Hasil Perhitungan Prediksi Sistem n-Heptana (1) + 1-Butanol (2) + DEC (3) dengan Parameter Biner model Wilson pada 323.15 K**

Parameter Wilson								
<b>a<sub>12</sub></b>	4205.09		<b>a<sub>23</sub></b>	-299		<b>a<sub>13</sub></b>	1968.7	
<b>a<sub>21</sub></b>	6528.10		<b>a<sub>32</sub></b>	3653		<b>a<sub>31</sub></b>	1359.7	
T = 323.15 K								
<b>x<sub>1</sub></b>	<b>x<sub>2</sub></b>	<b>x<sub>3</sub></b>						
			<b>P exp</b>	<b>γ<sub>1</sub></b>	<b>γ<sub>2</sub></b>	<b>γ<sub>3</sub></b>	<b>P calc</b>	<b>AAD</b>
( mol )	(mol)	(mol)	(kPa)				( kPa )	
0.75	0.25	0	19.81	1.21	3.31	1.13	20.95	5.43%
0.77	0.19	0.04	19.83	1.15	3.85	1.26	20.41	2.86%
0.78	0.13	0.08	19.79	1.10	4.53	1.42	19.78	0.06%
0.80	0.07	0.13	19.32	1.06	5.37	1.63	18.94	1.98%
0.66	0.26	0.08	19.23	1.26	2.92	1.22	19.80	2.89%
0.58	0.26	0.16	18.67	1.33	2.57	1.23	18.67	0.00%
0.49	0.26	0.25	18.07	1.43	2.27	1.20	17.55	2.95%

**D.1 Hasil Perhitungan Prediksi Sistem n-Heptana (1) + 1-Butanol (2) + DEC (3) dengan  
Parameter Biner model NRTL pada 303.15 K – 305.65 K**

Parameter NRTL														
<b>b<sub>12</sub></b>	3850.69	<b>b<sub>23</sub></b>	4696	<b>b<sub>13</sub></b>	247.2	$\alpha$	0.30							
<b>b<sub>21</sub></b>	4103.84	<b>b<sub>32</sub></b>	-1570	<b>b<sub>31</sub></b>	2870.1									
<b>x<sub>1</sub></b>	<b>x<sub>2</sub></b>	<b>x<sub>3</sub></b>	<b>T = 303.15 K</b>						<b>T = 305.65 K</b>					
			<b>P exp</b>	<b><math>\gamma_1</math></b>	<b><math>\gamma_2</math></b>	<b><math>\gamma_3</math></b>	<b>P calc</b>	<b>AAD</b>	<b>P exp</b>	<b><math>\gamma_1</math></b>	<b><math>\gamma_2</math></b>	<b><math>\gamma_3</math></b>	<b>P calc</b>	<b>AAD</b>
( <i>mol</i> )	( <i>mol</i> )	( <i>mol</i> )	( <i>kPa</i> )	( <i>kPa</i> )					( <i>kPa</i> )	( <i>kPa</i> )				
0.75	0.25	0	8.05	1.18	3.80	1.24	8.08	0.38%	8.65	1.18	3.77	1.24	9.30	6.98%
0.77	0.19	0.04	8.16	1.13	4.33	1.37	7.92	3.07%	8.85	1.13	4.29	1.37	9.08	2.49%
0.78	0.13	0.08	8.15	1.09	4.95	1.53	7.74	5.36%	8.75	1.09	4.91	1.53	8.84	1.00%
0.80	0.07	0.13	7.78	1.05	5.69	1.72	7.51	3.53%	8.97	1.05	5.63	1.72	8.55	4.89%
0.66	0.26	0.08	7.64	1.25	3.21	1.24	7.71	0.92%	8.64	1.25	3.19	1.24	8.78	0.71%
0.58	0.26	0.16	7.63	1.35	2.73	1.22	7.33	4.14%	8.24	1.34	2.72	1.22	8.27	0.31%
0.49	0.26	0.25	7.79	1.47	2.35	1.18	6.92	12.53%	8.59	1.46	2.34	1.18	7.76	10.68%

**D.2 Hasil Perhitungan Prediksi Sistem n-Heptana (1) + 1-Butanol (2) + DEC (3) dengan Parameter Biner model NRTL pada 308.15 K – 310.65 K**

Parameter NRTL														
<b>b<sub>12</sub></b>	3850.69	<b>b<sub>23</sub></b>	4696	<b>b<sub>13</sub></b>	247.2	$\alpha$	0.30							
<b>b<sub>21</sub></b>	4103.84	<b>b<sub>32</sub></b>	-1570	<b>b<sub>31</sub></b>	2870.1									
<b>x<sub>1</sub></b>	<b>x<sub>2</sub></b>	<b>x<sub>3</sub></b>	<b>T = 308.15 K</b>						<b>T = 310.65 K</b>					
			<b>P exp</b>	<b><math>\gamma_1</math></b>	<b><math>\gamma_2</math></b>	<b><math>\gamma_3</math></b>	<b>P calc</b>	<b>AAD</b>	<b>P exp</b>	<b><math>\gamma_1</math></b>	<b><math>\gamma_2</math></b>	<b><math>\gamma_3</math></b>	<b>P calc</b>	<b>AAD</b>
( <i>mol</i> )	( <i>mol</i> )	( <i>mol</i> )	( <i>kPa</i> )	( <i>kPa</i> )					( <i>kPa</i> )	( <i>kPa</i> )				
0.75	0.25	0	9.92	1.18	3.74	1.25	10.35	4.19%	11.29	1.18	3.71	1.25	11.68	3.34%
0.77	0.19	0.04	10.04	1.13	4.26	1.37	10.14	0.94%	11.46	1.13	4.22	1.37	11.43	0.27%
0.78	0.13	0.08	10.04	1.09	4.86	1.52	9.89	1.55%	11.44	1.09	4.82	1.52	11.14	2.71%
0.80	0.07	0.13	10.12	1.05	5.58	1.71	9.58	5.68%	11.42	1.05	5.53	1.71	10.77	6.00%
0.66	0.26	0.08	9.82	1.25	3.17	1.24	9.87	0.53%	11.11	1.25	3.15	1.24	11.13	0.22%
0.58	0.26	0.16	9.72	1.34	2.71	1.22	9.38	3.64%	10.80	1.34	2.69	1.22	10.58	2.12%
0.49	0.26	0.25	9.37	1.46	2.33	1.18	8.86	5.75%	10.56	1.46	2.32	1.18	9.99	5.69%

**D.3 Hasil Perhitungan Prediksi Sistem n-Heptana (1) + 1-Butanol (2) + DEC (3) dengan Parameter Biner model NRTL pada 313.15 K – 315.65 K**

Parameter NRTL														
<b>b<sub>12</sub></b>	3850.69	<b>b<sub>23</sub></b>	4696	<b>b<sub>13</sub></b>	247.2				$\alpha$	0.30				
<b>b<sub>21</sub></b>	4103.84	<b>b<sub>32</sub></b>	-1570	<b>b<sub>31</sub></b>	2870.1									
<b>x<sub>1</sub></b>	<b>x<sub>2</sub></b>	<b>x<sub>3</sub></b>	<b>T = 313.15 K</b>						<b>T = 315.65 K</b>					
			<b>P exp</b>	$\gamma_1$	$\gamma_2$	$\gamma_3$	<b>P calc</b>	<b>AAD</b>	<b>P exp</b>	$\gamma_1$	$\gamma_2$	$\gamma_3$	<b>P calc</b>	<b>AAD</b>
( mol )	( mol )	( mol )	( kPa )	( kPa )					( kPa )			( kPa )		
0.75	0.25	0	12.77	1.17	3.69	1.25	13.15	2.88%	14.35	1.17	3.66	1.25	14.77	2.84%
0.77	0.19	0.04	12.86	1.13	4.19	1.37	12.86	0.00%	14.37	1.13	4.16	1.37	14.44	0.48%
0.78	0.13	0.08	12.85	1.09	4.78	1.52	12.52	2.62%	14.45	1.09	4.74	1.52	14.05	2.86%
0.80	0.07	0.13	12.80	1.05	5.48	1.71	12.09	5.84%	14.19	1.05	5.43	1.70	13.55	4.75%
0.66	0.26	0.08	12.38	1.25	3.13	1.24	12.53	1.20%	13.89	1.24	3.11	1.24	14.07	1.29%
0.58	0.26	0.16	12.10	1.34	2.68	1.22	11.90	1.68%	13.51	1.33	2.66	1.22	13.36	1.10%
0.49	0.26	0.25	11.85	1.45	2.31	1.18	11.24	5.40%	13.33	1.45	2.31	1.17	12.62	5.59%

#### D.4 Hasil Perhitungan Prediksi Sistem n-Heptana (1) + 1-Butanol (2) + DEC (3) dengan Parameter Biner model NRTL pada 318.15 K – 320.65 K

Parameter NRTL														
<b>b<sub>12</sub></b>	3850.69	<b>b<sub>23</sub></b>	4696	<b>b<sub>13</sub></b>	247.2	$\alpha$	0.30							
<b>b<sub>21</sub></b>	4103.84	<b>b<sub>32</sub></b>	-1570	<b>b<sub>31</sub></b>	2870.1									
<b>x<sub>1</sub></b>	<b>x<sub>2</sub></b>	<b>x<sub>3</sub></b>	<b>T = 318.15 K</b>						<b>T = 320.65 K</b>					
			<b>P exp</b>	$\gamma_1$	$\gamma_2$	$\gamma_3$	<b>P calc</b>	<b>AAD</b>	<b>P exp</b>	$\gamma_1$	$\gamma_2$	$\gamma_3$	<b>P calc</b>	<b>AAD</b>
			( <i>kPa</i> )	( <i>kPa</i> )					( <i>kPa</i> )					( <i>kPa</i> )
( <i>mol</i> )	( <i>mol</i> )	( <i>mol</i> )	( <i>kPa</i> )											
0.75	0.25	0	16.04	1.17	3.63	1.26	16.56	3.13%	17.82	1.17	3.61	1.26	18.52	3.80%
0.77	0.19	0.04	16.09	1.13	4.12	1.37	16.18	0.55%	18.00	1.13	4.09	1.37	18.09	0.51%
0.78	0.13	0.08	16.05	1.09	4.70	1.52	15.73	2.06%	17.87	1.09	4.66	1.51	17.57	1.70%
0.80	0.07	0.13	15.75	1.05	5.39	1.70	15.14	4.01%	17.50	1.05	5.34	1.69	16.89	3.60%
0.66	0.26	0.08	15.49	1.24	3.09	1.24	15.77	1.78%	17.36	1.24	3.07	1.24	17.64	1.59%
0.58	0.26	0.16	15.03	1.33	2.65	1.22	14.97	0.37%	16.84	1.33	2.64	1.21	16.75	0.55%
0.49	0.26	0.25	14.85	1.45	2.30	1.17	14.15	4.97%	16.55	1.45	2.29	1.17	15.82	4.60%

**D.5 Hasil Perhitungan Prediksi Sistem n-Heptana (1) + 1-Butanol (2) + DEC (3) dengan Parameter Biner model NRTL pada 323.15 K**

Parameter NRTL								
<b>b<sub>12</sub></b>	3850.69	<b>b<sub>23</sub></b>	4696	<b>b<sub>13</sub></b>	247.2	$\alpha$	0.30	
<b>b<sub>21</sub></b>	4103.84	<b>b<sub>32</sub></b>	-1570	<b>b<sub>31</sub></b>	2870.1			
T = 323.15 K								
<b>x<sub>1</sub></b>	<b>x<sub>2</sub></b>	<b>x<sub>3</sub></b>	<b>P exp</b>	$\gamma$ 1	$\gamma$ 2	$\gamma$ 3	<b>P calc</b>	<b>AAD</b>
( mol )	(mol)	(mol)	(kPa)	( kPa )				
0.75	0.25	0	19.81	1.17	3.58	1.26	20.68	4.22%
0.77	0.19	0.04	19.83	1.12	4.06	1.37	20.19	1.79%
0.78	0.13	0.08	19.79	1.09	4.63	1.51	19.59	1.01%
0.80	0.07	0.13	19.32	1.05	5.29	1.69	18.81	2.72%
0.66	0.26	0.08	19.23	1.24	3.05	1.25	19.69	2.35%
0.58	0.26	0.16	18.67	1.33	2.62	1.21	18.69	0.13%
0.49	0.26	0.25	18.07	1.44	2.28	1.17	17.66	2.31%



**E.1 Hasil Perhitungan Prediksi Sistem n-Heptana (1) + 1-Butanol (2) + DEC (3) dengan Parameter Biner model UNIQUAC pada 303.15 K – 305.65 K**

Parameter UNIQUAC					
$\Delta u_{12}$	759.65	$\Delta u_{23}$	1923	$\Delta u_{13}$	1021.7
$\Delta u_{12}$	790.74	$\Delta u_{32}$	-1027	$\Delta u_{31}$	2870.1

$x_1$	$x_2$	$x_3$	T = 303.15 K						T = 305.65 K					
			P exp	$\gamma_1$	$\gamma_2$	$\gamma_3$	P calc	AAD	P exp	$\gamma_1$	$\gamma_2$	$\gamma_3$	P calc	AAD
( mol )	( mol )	( mol )	( kPa )						( kPa )					
0.75	0.25	0	8.05	1.16	4.23	1.21	8.08	0.37%	8.65	1.15	4.19	1.21	9.16	5.59%
0.77	0.19	0.04	8.16	1.12	4.69	1.36	7.92	3.06%	8.85	1.12	4.64	1.36	8.97	1.36%
0.78	0.13	0.08	8.15	1.08	5.20	1.54	7.73	5.45%	8.75	1.08	5.15	1.54	8.75	0.01%
0.80	0.07	0.13	7.78	1.05	5.77	1.74	7.50	3.69%	8.97	1.05	5.71	1.74	8.48	5.78%
0.66	0.26	0.08	7.84	3.48	3.00	1.20	7.72	1.07%	8.84	1.24	3.45	1.21	8.75	1.26%
0.58	0.26	0.16	7.63	2.90	2.63	1.19	7.35	3.76%	8.24	1.34	2.89	1.19	8.33	1.07%
0.49	0.26	0.25	7.79	2.46	2.32	1.16	6.95	12.05%	8.59	1.46	2.45	1.16	7.87	9.11%

**E.2 Hasil Perhitungan Prediksi Sistem n-Heptana (1) + 1-Butanol (2) + DEC (3) dengan Parameter Biner model UNIQUAC pada 308.15 K – 310.65 K**

Parameter UNIQUAC														
$\Delta u_{12}$	759.65		$\Delta u_{23}$	1923		$\Delta u_{13}$	1021.7							
$\Delta u_{12}$	790.74		$\Delta u_{32}$	-1027		$\Delta u_{31}$	2870.1							
$x_1$	$x_2$	$x_3$	T = 308.15 K						T = 310.65 K					
			P exp	$\gamma_1$	$\gamma_2$	$\gamma_3$	P calc	AAD	P exp	$\gamma_1$	$\gamma_2$	$\gamma_3$	P calc	AAD
			( mol )	( mol )	( mol )	( kPa )	( kPa )			( kPa )			( kPa )	
0.75	0.25	0	9.92	1.15	4.15	1.22	10.36	4.29%	11.29	1.15	4.11	1.22	11.70	3.50%
0.77	0.19	0.04	10.04	1.12	4.60	1.37	10.14	1.01%	11.46	1.11	4.55	1.37	11.44	0.17%
0.78	0.13	0.08	10.04	1.08	5.10	1.54	9.88	1.62%	11.44	1.08	5.05	1.54	11.13	2.76%
0.80	0.07	0.13	10.12	1.05	5.65	1.73	9.56	5.84%	11.42	1.05	5.59	1.73	10.76	6.17%
0.66	0.26	0.08	9.82	1.24	3.43	1.21	9.89	0.74%	11.11	1.23	3.40	1.21	11.16	0.45%
0.58	0.26	0.16	9.72	1.34	2.87	1.19	9.41	3.27%	10.80	1.33	2.85	1.19	10.61	1.75%
0.49	0.26	0.25	9.37	1.46	2.44	1.16	8.90	5.34%	10.56	1.46	2.43	1.16	10.03	5.30%

### E.3 Hasil Perhitungan Prediksi Sistem n-Heptana (1) + 1-Butanol (2) + DEC (3) dengan Parameter Biner model UNIQUAC pada 313.15 K – 315.65 K

Parameter UNIQUAC					
$\Delta u_{12}$	759.65	$\Delta u_{23}$	1923	$\Delta u_{13}$	1021.7
$\Delta u_{12}$	790.74	$\Delta u_{32}$	-1027	$\Delta u_{31}$	2870.1

$x_1$	$x_2$	$x_3$	T = 313.15 K						T = 315.65 K					
			P exp	$\gamma_1$	$\gamma_2$	$\gamma_3$	P calc	AAD	P exp	$\gamma_1$	$\gamma_2$	$\gamma_3$	P calc	AAD
( mol )	( mol )	( mol )	( kPa )						( kPa )					
0.75	0.25	0	12.77	1.15	4.07	1.22	13.18	3.08%	14.35	1.15	4.03	1.23	14.81	3.10%
0.77	0.19	0.04	12.86	1.11	4.51	1.37	12.88	0.13%	14.37	1.11	4.47	1.37	14.46	0.64%
0.78	0.13	0.08	12.85	1.08	5.00	1.54	12.52	2.66%	14.45	1.08	4.95	1.53	14.04	2.89%
0.80	0.07	0.13	12.80	1.05	5.54	1.72	12.07	6.01%	14.19	1.05	5.48	1.72	13.53	4.92%
0.66	0.26	0.08	12.38	1.23	3.37	1.21	12.56	1.45%	13.89	1.23	3.35	1.22	14.11	1.57%
0.58	0.26	0.16	12.10	1.33	2.84	1.19	11.94	1.31%	13.51	1.33	2.82	1.19	13.41	0.73%
0.49	0.26	0.25	11.85	1.45	2.42	1.16	11.28	5.02%	13.33	1.45	2.41	1.16	12.67	5.22%

**E.4 Hasil Perhitungan Prediksi Sistem n-Heptana (1) + 1-Butanol (2) + DEC (3) dengan Parameter Biner model UNIQUAC pada 318.15 K – 320.65 K**

Parameter UNIQUAC					
$\Delta u_{12}$	759.65	$\Delta u_{23}$	1923	$\Delta u_{13}$	1021.7
$\Delta u_{12}$	790.74	$\Delta u_{32}$	-1027	$\Delta u_{31}$	2870.1

x <sub>1</sub>	x <sub>2</sub>	x <sub>3</sub>	T = 318.15 K						T = 320.65 K					
			P exp	$\gamma_1$	$\gamma_2$	$\gamma_3$	P calc	AAD	P exp	$\gamma_1$	$\gamma_2$	$\gamma_3$	P calc	AAD
( mol )	( mol )	( mol )	( kPa )	( kPa )						( kPa )				
0.75	0.25	0	16.04	1.15	3.99	1.23	16.61	3.42%	17.82	1.15	3.96	1.23	18.59	4.14%
0.77	0.19	0.04	16.09	1.11	4.43	1.37	16.21	0.74%	18.00	1.11	4.38	1.37	18.13	0.72%
0.78	0.13	0.08	16.05	1.08	4.90	1.53	15.72	2.08%	17.87	1.08	4.86	1.53	17.57	1.72%
0.80	0.07	0.13	15.75	1.05	5.43	1.71	15.12	4.18%	17.50	1.05	5.38	1.71	16.87	3.76%
0.66	0.26	0.08	15.49	1.23	3.33	1.22	15.82	2.08%	17.36	1.23	3.30	1.22	17.70	1.91%
0.58	0.26	0.16	15.03	1.32	2.80	1.19	15.03	0.00%	16.84	1.32	2.79	1.20	16.81	0.17%
0.49	0.26	0.25	14.85	1.44	2.40	1.16	14.20	4.60%	16.55	1.44	2.39	1.16	15.88	4.24%

**E.5 Hasil Perhitungan Prediksi Sistem n-Heptana (1) + 1-Butanol (2) + DEC (3) dengan Parameter Biner model UNIQUAC pada 323.15 K**

Parameter UNIQUAC								
$\Delta u_{12}$	759.65		$\Delta u_{23}$	1923			$\Delta u_{13}$	1021.7
$\Delta u_{12}$	790.74		$\Delta u_{32}$	-1027			$\Delta u_{31}$	2870.1
T = 303.15 K								
$x_1$	$x_2$	$x_3$	P exp	$\gamma_1$	$\gamma_2$	$\gamma_3$	P calc	AAD
( mol )	( mol )	( mol )	( kPa )	( kPa )				
0.75	0.25	0	19.81	1.15	3.92	1.24	20.77	4.60%
0.77	0.19	0.04	19.83	1.11	4.34	1.37	20.24	2.02%
0.78	0.13	0.08	19.79	1.08	4.81	1.53	19.59	1.02%
0.80	0.07	0.13	19.32	1.05	5.33	1.71	18.78	2.89%
0.66	0.26	0.08	19.23	1.22	3.28	1.22	19.76	2.69%
0.58	0.26	0.16	18.67	1.32	2.77	1.20	18.77	0.51%
0.49	0.26	0.25	18.07	1.44	2.38	1.17	17.72	1.96%

**F.1 Hasil Perhitungan Prediksi Sistem n-Heptana (1) + 1-Butanol (2) + DEC (3) dengan model UNIFAC pada 303.15 - 310.65 K**

x <sub>1</sub>	x <sub>2</sub>	x <sub>3</sub>	T = 303.15 K			T = 305.65 K			T = 308.15K			T = 310.65 K		
			P exp	P calc	AAD	P exp	P calc	AAD	P exp	P calc	AAD	P exp	P calc	AAD
( mol )	( mol )	( mol )	( kPa )	( kPa )		( kPa )	( kPa )		( kPa )	( kPa )		( kPa )	( kPa )	
0.75	0.25	0	8.05	7.99	0.74%	8.65	9.03	4.19%	9.92	10.18	2.54%	11.29	11.45	1.40%
0.77	0.19	0.04	8.16	7.96	2.51%	8.85	9.00	1.62%	10.04	10.14	1.02%	11.46	11.41	0.41%
0.78	0.13	0.08	8.15	7.94	2.63%	8.75	8.97	2.50%	10.04	10.12	0.78%	11.44	11.38	0.49%
0.80	0.07	0.13	7.78	7.92	1.80%	8.97	8.95	0.23%	10.12	10.09	0.33%	11.42	11.34	0.69%
0.66	0.26	0.08	7.84	7.83	0.07%	8.84	8.85	0.17%	9.82	9.99	1.66%	11.11	11.24	1.14%
0.58	0.26	0.16	7.63	7.65	0.20%	8.24	8.64	4.66%	9.72	9.75	0.30%	10.80	10.97	1.58%
0.49	0.26	0.25	7.79	7.41	5.12%	8.59	8.38	2.52%	9.37	9.45	0.87%	10.56	10.64	0.76%

**F.2 Hasil Perhitungan Prediksi Sistem n-Heptana (1) + 1-Butanol (2) + DEC (3) dengan model UNIFAC pada 313.15 - 320.65 K**

x <sub>1</sub>	x <sub>2</sub>	x <sub>3</sub>	T = 313.15 K			T = 315.65 K			T = 318.15K			T = 320.65 K		
			P exp	P calc	AAD	P exp	P calc	AAD	P exp	P calc	AAD	P exp	P calc	AAD
( mol )	(mol)	(mol)	(kPa)	(kPa)		(kPa)	(kPa)		(kPa)	(kPa)		(kPa)	(kPa)	
0.75	0.25	0	12.77	12.86	0.66%	14.35	14.40	0.37%	16.04	16.11	0.41%	17.82	17.98	0.87%
0.77	0.19	0.04	12.86	12.81	0.36%	14.37	14.36	0.08%	16.09	16.06	0.20%	18.00	17.92	0.44%
0.78	0.13	0.08	12.85	12.78	0.54%	14.45	14.32	0.92%	16.05	16.01	0.26%	17.87	17.86	0.04%
0.80	0.07	0.13	12.80	12.73	0.58%	14.19	14.25	0.42%	15.75	15.92	1.07%	17.50	17.75	1.42%
0.66	0.26	0.08	12.38	12.62	1.90%	13.89	14.14	1.79%	15.49	15.82	2.08%	17.36	17.66	1.69%
0.58	0.26	0.16	12.10	12.33	1.83%	13.51	13.51	0.04%	15.03	15.45	2.74%	16.84	17.25	2.40%
0.49	0.26	0.25	11.85	11.95	0.86%	13.33	13.40	0.52%	14.85	14.99	0.94%	16.55	16.74	1.13%

**F.3 Hasil Perhitungan Prediksi Sistem n-Heptana (1) + 1-Butanol (2) + DEC (3) dengan model UNIFAC pada 323.15 K**

<b>x<sub>1</sub></b>	<b>x<sub>2</sub></b>	<b>x<sub>3</sub></b>	<b>T = 313.15 K</b>		
			<b>P exp</b>	<b>P calc</b>	<b>AAD</b>
<i>( mol )</i>	<i>(mol)</i>	<i>(mol)</i>	<i>(kPa)</i>	<i>(kPa)</i>	
0.75	0.25	0	19.81	20.03	1.09%
0.77	0.19	0.04	19.83	19.97	0.68%
0.78	0.13	0.08	19.79	19.89	0.52%
0.80	0.07	0.13	19.32	19.76	2.21%
0.66	0.26	0.08	19.23	19.68	2.27%
0.58	0.26	0.16	18.67	19.23	2.89%
0.49	0.26	0.25	18.07	18.65	3.13%



**G.1 Hasil Perhitungan Prediksi Sistem Isooktana (1) + 1-Butanol (2) + DEC (3) dengan Parameter Biner model Wilson pada 303.15 K – 305.65 K**

Parameter Wilson														
<b>a<sub>12</sub></b>	5120.5677	<b>a<sub>23</sub></b>	-299	<b>a<sub>13</sub></b>	2099.9									
<b>a<sub>21</sub></b>	7321.0022	<b>a<sub>32</sub></b>	3653	<b>a<sub>31</sub></b>	1574.5									
<b>x<sub>1</sub></b>	<b>x<sub>2</sub></b>	<b>x<sub>3</sub></b>	<b>T = 303.15 K</b>						<b>T = 305.65 K</b>					
			<b>P exp</b>	<b>γ<sub>1</sub></b>	<b>γ<sub>2</sub></b>	<b>γ<sub>3</sub></b>	<b>P calc</b>	<b>AAD</b>	<b>P exp</b>	<b>γ<sub>1</sub></b>	<b>γ<sub>2</sub></b>	<b>γ<sub>3</sub></b>	<b>P calc</b>	<b>AAD</b>
<i>( mol )</i>	<i>(mol)</i>	<i>(mol)</i>	<i>(kPa)</i>				<i>( kPa )</i>		<i>(kPa)</i>				<i>( kPa )</i>	
0.72	0.28	0.00	8.57	1.28	3.27	1.10	8.86	3.22%	9.17	1.28	3.26	1.10	9.99	8.21%
0.74	0.21	0.04	8.59	1.21	3.88	1.23	8.60	0.08%	9.40	1.20	3.87	1.23	9.70	3.08%
0.76	0.15	0.09	8.54	1.14	4.65	1.42	8.34	2.43%	9.33	1.14	4.63	1.41	9.40	0.75%
0.78	0.08	0.14	8.57	1.08	5.64	1.66	8.04	6.60%	9.34	1.08	5.62	1.65	9.05	3.18%
0.63	0.28	0.09	8.36	1.33	2.92	1.23	8.28	0.98%	9.24	1.33	2.91	1.23	9.34	1.11%
0.54	0.28	0.18	8.21	1.41	2.58	1.25	7.74	6.08%	9.20	1.41	2.57	1.25	8.74	5.40%
0.46	0.28	0.26	7.77	1.53	2.28	1.22	7.23	7.44%	8.77	1.53	2.28	1.21	8.17	7.40%

## G.2 Hasil Perhitungan Prediksi Sistem Isooktana (1) + 1-Butanol (2) + DEC (3) dengan Parameter Biner model Wilson pada 308.15 K – 310.65 K

Parameter Wilson														
<b>a<sub>12</sub></b>	5120.5677	<b>a<sub>23</sub></b>	-299	<b>a<sub>13</sub></b>	2099.9									
<b>a<sub>21</sub></b>	7321.0022	<b>a<sub>32</sub></b>	3653	<b>a<sub>31</sub></b>	1574.5									
<b>x<sub>1</sub></b>	<b>x<sub>2</sub></b>	<b>x<sub>3</sub></b>	<b>T = 308.15 K</b>						<b>T = 310.65 K</b>					
			<b>P exp</b>	<b>γ<sub>1</sub></b>	<b>γ<sub>2</sub></b>	<b>γ<sub>3</sub></b>	<b>P calc</b>	<b>AAD</b>	<b>P exp</b>	<b>γ<sub>1</sub></b>	<b>γ<sub>2</sub></b>	<b>γ<sub>3</sub></b>	<b>P calc</b>	<b>AAD</b>
			<i>( kPa )</i>	<i>( kPa )</i>						<i>( kPa )</i>	<i>( kPa )</i>			
<i>( mol )</i>	<i>(mol)</i>	<i>(mol)</i>	<i>(kPa)</i>	<i>( kPa )</i>						<i>(kPa)</i>	<i>( kPa )</i>			
0.72	0.28	0.00	10.34	1.28	3.25	1.10	11.25	8.07%	11.81	1.28	3.25	1.09	12.64	6.54%
0.74	0.21	0.04	10.59	1.20	3.85	1.23	10.92	3.01%	11.81	1.20	3.84	1.23	12.27	3.73%
0.76	0.15	0.09	10.51	1.14	4.61	1.41	10.58	0.66%	11.90	1.14	4.60	1.41	11.88	0.20%
0.78	0.08	0.14	10.63	1.08	5.59	1.08	10.17	4.52%	11.91	1.08	5.66	1.64	11.40	4.45%
0.63	0.28	0.09	10.63	1.33	2.91	1.33	10.52	1.02%	11.92	1.33	2.90	1.22	11.83	0.78%
0.54	0.28	0.18	10.19	1.41	2.57	1.41	9.84	3.53%	11.38	1.41	2.56	1.24	11.07	2.84%
0.46	0.28	0.26	9.97	1.53	2.27	1.53	9.0	8.36%	11.16	1.52	2.27	1.21	10.35	7.86%

### G.3 Hasil Perhitungan Prediksi Sistem Isooktana (1) + 1-Butanol (2) + DEC (3) dengan Parameter Biner model Wilson pada 313.15 K – 315.65 K

Parameter Wilson														
<b>a<sub>12</sub></b>	5120.5677	<b>a<sub>23</sub></b>	-299	<b>a<sub>13</sub></b>	2099.9									
<b>a<sub>21</sub></b>	7321.0022	<b>a<sub>32</sub></b>	3653	<b>a<sub>31</sub></b>	1574.5									
<b>x<sub>1</sub></b>	<b>x<sub>2</sub></b>	<b>x<sub>3</sub></b>	<b>T = 313.15 K</b>						<b>T = 315.65 K</b>					
			<b>P exp</b>	<b>γ<sub>1</sub></b>	<b>γ<sub>2</sub></b>	<b>γ<sub>3</sub></b>	<b>P calc</b>	<b>AAD</b>	<b>P exp</b>	<b>γ<sub>1</sub></b>	<b>γ<sub>2</sub></b>	<b>γ<sub>3</sub></b>	<b>P calc</b>	<b>AAD</b>
<i>( mol )</i>	<i>(mol)</i>	<i>(mol)</i>	<i>(kPa)</i>				<i>( kPa )</i>		<i>(kPa)</i>				<i>( kPa )</i>	
0.72	0.28	0.00	13.47	1.27	3.24	1.09	14.17	4.94%	15.07	1.27	3.23	1.09	15.86	4.97%
0.74	0.21	0.04	13.23	1.20	3.83	1.23	13.75	3.81%	14.93	1.20	3.82	1.22	15.39	3.01%
0.76	0.15	0.09	13.31	1.14	4.58	1.40	13.31	0.02%	15.01	1.13	4.56	1.40	14.88	0.85%
0.78	0.08	0.14	13.32	1.08	5.53	1.64	12.76	4.40%	14.80	1.08	5.50	1.63	14.25	3.88%
0.63	0.28	0.09	13.00	1.33	2.89	1.22	13.27	2.01%	14.49	1.33	2.89	1.21	14.85	2.45%
0.54	0.28	0.18	12.68	1.40	2.55	1.24	12.42	2.13%	14.05	1.40	2.55	1.23	13.90	1.05%
0.46	0.28	0.26	12.35	1.52	2.26	1.21	11.61	6.36%	13.78	1.52	2.26	1.20	13.01	5.95%

**G.4 Hasil Perhitungan Prediksi Sistem Isooktana (1) + 1-Butanol (2) + DEC (3) dengan Parameter Biner model Wilson pada 318.15 K – 320.65 K**

Parameter Wilson														
<b>a<sub>12</sub></b>	5120.5677	<b>a<sub>23</sub></b>	-299	<b>a<sub>13</sub></b>	2099.9									
<b>a<sub>21</sub></b>	7321.0022	<b>a<sub>32</sub></b>	3653	<b>a<sub>31</sub></b>	1574.5									
<b>x<sub>1</sub></b>	<b>x<sub>2</sub></b>	<b>x<sub>3</sub></b>	<b>T = 318.15 K</b>						<b>T = 320.65 K</b>					
			<b>P exp</b>	<b>γ<sub>1</sub></b>	<b>γ<sub>2</sub></b>	<b>γ<sub>3</sub></b>	<b>P calc</b>	<b>AAD</b>	<b>P exp</b>	<b>γ<sub>1</sub></b>	<b>γ<sub>2</sub></b>	<b>γ<sub>3</sub></b>	<b>P calc</b>	<b>AAD</b>
<i>( mol )</i>	<i>(mol)</i>	<i>(mol)</i>	<i>(kPa)</i>	<i>( kPa )</i>					<i>(kPa)</i>	<i>( kPa )</i>				
0.72	0.28	0.00	16.79	1.27	3.22	1.09	17.72	5.23%	18.69	1.27	3.22	1.09	19.75	5.39%
0.74	0.21	0.04	16.65	1.20	3.81	1.22	17.19	3.16%	18.55	1.20	3.79	1.22	19.17	3.24%
0.76	0.15	0.09	16.70	1.13	4.54	1.40	16.61	0.52%	18.51	1.13	4.52	1.39	18.51	0.00%
0.78	0.08	0.14	16.48	1.08	5.47	1.63	15.88	3.79%	18.28	1.08	5.45	1.62	17.66	3.49%
0.63	0.28	0.09	16.93	1.32	2.88	1.21	16.60	1.99%	17.87	1.32	2.87	1.21	18.52	3.48%
0.54	0.28	0.18	15.66	1.40	2.54	1.23	15.54	0.76%	17.43	1.40	2.54	1.23	17.34	0.52%
0.46	0.28	0.26	15.30	1.52	2.25	1.20	14.54	5.21%	16.80	1.51	2.25	1.20	16.23	3.52%

**G.5 Hasil Perhitungan Prediksi Sistem n-Heptana (1) + 1-Butanol (2) + DEC (3) dengan Parameter Biner model Wilson pada 323.15 K**

Parameter Wilson								
<b>a<sub>12</sub></b>	5120.5677		<b>a<sub>23</sub></b>	-299		<b>a<sub>13</sub></b>	2099.9	
<b>a<sub>21</sub></b>	7321.0022		<b>a<sub>32</sub></b>	3653		<b>a<sub>31</sub></b>	1574.5	
T = 323.15 K								
<b>x<sub>1</sub></b>	<b>x<sub>2</sub></b>	<b>x<sub>3</sub></b>	<b>P exp</b>	<b>γ1</b>	<b>γ2</b>	<b>γ3</b>	<b>P calc</b>	<b>AAD</b>
( mol )	(mol)	(mol)	(kPa)	( kPa )				
0.72	0.28	0.00	20.70	1.27	3.21	1.09	21.99	5.86%
0.74	0.21	0.04	20.46	1.19	3.78	1.22	21.34	4.10%
0.76	0.15	0.09	20.42	1.13	4.50	1.39	20.59	0.81%
0.78	0.08	0.14	20.12	1.08	5.42	1.62	19.61	2.59%
0.63	0.28	0.09	19.66	1.32	2.86	1.20	20.62	4.64%
0.54	0.28	0.18	19.14	1.40	2.53	1.22	19.31	0.89%
0.46	0.28	0.26	18.51	1.51	2.24	1.20	18.08	2.39%

### H.1 Hasil Perhitungan Prediksi Sistem Isooktana (1) + 1-Butanol (2) + DEC (3) dengan Parameter Biner model NRTL pada 303.15 K – 305.65 K

Parameter NRTL														
<b>b<sub>12</sub></b>	4213.42	<b>b<sub>23</sub></b>	4696.0	<b>b<sub>13</sub></b>	-14.4									
<b>b<sub>21</sub></b>	4518.6	<b>b<sub>32</sub></b>	-1570	<b>b<sub>31</sub></b>	3509.1									
T = 303.15 K									T = 305.65 K					
x <sub>1</sub>	x <sub>2</sub>	x <sub>3</sub>	P exp	γ <sub>1</sub>	γ <sub>2</sub>	γ <sub>3</sub>	P calc	AAD	P exp	γ <sub>1</sub>	γ <sub>2</sub>	γ <sub>3</sub>	P calc	AAD
( mol )	( mol )	( mol )	( kPa )	( kPa )					( kPa )					
0.72	0.28	0.00	8.57	1.24	3.75	1.14	8.76	2.20%	9.17	1.24	3.72	1.14	9.89	7.29%
0.74	0.21	0.04	8.59	1.17	4.35	1.28	8.53	0.68%	9.40	1.17	4.31	1.28	9.63	2.38%
0.76	0.15	0.09	8.54	1.12	5.06	1.46	8.29	3.07%	9.33	1.12	5.02	1.46	9.34	0.15%
0.78	0.08	0.14	8.57	1.07	5.93	1.68	7.99	7.23%	9.34	1.07	5.87	1.68	9.00	3.78%
0.63	0.28	0.09	8.36	1.33	3.16	1.18	8.31	0.63%	9.24	1.32	3.14	1.18	9.37	1.43%
0.54	0.28	0.18	8.21	1.43	2.69	1.18	7.84	4.71%	9.20	1.43	2.68	1.18	8.85	3.99%
0.46	0.28	0.26	7.77	1.57	2.32	1.16	7.37	5.50%	8.77	1.57	2.31	1.16	8.31	5.53%

## H.2 Hasil Perhitungan Prediksi Sistem Isooktana (1) + 1-Butanol (2) + DEC (3) dengan Parameter Biner model NRTL pada 308.15 K – 310.65 K

Parameter NRTL														
<b>b<sub>12</sub></b>	4213.42	<b>b<sub>23</sub></b>	4696.0	<b>b<sub>13</sub></b>	-14.4									
<b>b<sub>21</sub></b>	4518.6	<b>b<sub>32</sub></b>	-1570	<b>b<sub>31</sub></b>	3509.1									
<b>x<sub>1</sub></b>	<b>x<sub>2</sub></b>	<b>x<sub>3</sub></b>	<b>T = 308.15 K</b>						<b>T = 310.65 K</b>					
			<b>P exp</b>	<b>γ<sub>1</sub></b>	<b>γ<sub>2</sub></b>	<b>γ<sub>3</sub></b>	<b>P calc</b>	<b>AAD</b>	<b>P exp</b>	<b>γ<sub>1</sub></b>	<b>γ<sub>2</sub></b>	<b>γ<sub>3</sub></b>	<b>P calc</b>	<b>AAD</b>
			<i>( kPa )</i>	<i>( kPa )</i>						<i>( kPa )</i>	<i>( kPa )</i>			
0.72	0.28	0.00	10.34	1.23	3.70	1.15	11.14	7.20%	11.81	1.23	3.67	1.15	12.52	5.71%
0.74	0.21	0.04	10.59	1.17	4.28	1.28	10.84	2.34%	11.81	1.17	4.25	1.29	12.19	3.09%
0.76	0.15	0.09	10.51	1.12	4.98	1.46	10.52	0.08%	11.90	1.12	4.94	1.46	11.81	0.77%
0.78	0.08	0.14	10.63	1.07	5.82	1.68	10.11	5.11%	11.91	1.07	5.77	1.67	11.34	5.03%
0.63	0.28	0.09	10.63	1.32	3.13	1.18	10.56	0.70%	11.92	1.32	3.11	1.19	11.86	0.49%
0.54	0.28	0.18	10.19	1.43	2.67	1.18	9.96	2.29%	11.38	1.42	2.65	1.18	11.19	1.67%
0.46	0.28	0.26	9.97	1.56	2.30	1.16	9.36	6.54%	11.16	1.56	2.29	1.16	10.52	6.12%

### H.3 Hasil Perhitungan Prediksi Sistem Isooktana (1) + 1-Butanol (2) + DEC (3) dengan Parameter Biner model NRTL pada 313.15 K – 315.65 K

Parameter NRTL														
<b>b<sub>12</sub></b>	4213.42	<b>b<sub>23</sub></b>	4696.0	<b>b<sub>13</sub></b>	-14.4									
<b>b<sub>21</sub></b>	4518.6	<b>b<sub>32</sub></b>	-1570	<b>b<sub>31</sub></b>	3509.1									
<b>x<sub>1</sub></b>	<b>x<sub>2</sub></b>	<b>x<sub>3</sub></b>	<b>T = 313.15 K</b>						<b>T = 315.65 K</b>					
			<b>P exp</b>	<b>γ<sub>1</sub></b>	<b>γ<sub>2</sub></b>	<b>γ<sub>3</sub></b>	<b>P calc</b>	<b>AAD</b>	<b>P exp</b>	<b>γ<sub>1</sub></b>	<b>γ<sub>2</sub></b>	<b>γ<sub>3</sub></b>	<b>P calc</b>	<b>AAD</b>
<i>( mol )</i>	<i>(mol)</i>	<i>(mol)</i>	<i>(kPa)</i>	<i>( kPa )</i>					<i>(kPa)</i>	<i>( kPa )</i>				
0.72	0.28	0.00	13.47	1.23	3.65	1.16	14.05	4.13%	15.07	1.23	3.63	1.16	15.73	4.21%
0.74	0.21	0.04	13.23	1.17	4.22	1.29	13.67	3.21%	14.93	1.17	4.19	1.29	15.30	2.42%
0.76	0.15	0.09	13.31	1.11	4.90	1.46	13.23	0.57%	15.01	1.11	4.86	1.46	14.80	1.40%
0.78	0.08	0.14	13.32	1.07	5.72	1.67	12.69	4.97%	14.80	1.07	5.67	1.67	14.17	4.45%
0.63	0.28	0.09	13.00	1.32	3.09	1.19	13.30	2.28%	14.49	1.31	3.07	1.19	14.89	2.69%
0.54	0.28	0.18	12.68	1.42	2.64	1.18	12.55	1.01%	14.05	1.42	2.63	1.18	14.05	0.00%
0.46	0.28	0.26	12.35	1.56	2.28	1.16	11.79	4.72%	13.78	1.55	2.27	1.16	13.20	4.38%



#### H.4 Hasil Perhitungan Prediksi Sistem Isooktana (1) + 1-Butanol (2) + DEC (3) dengan Parameter Biner model NRTL pada 318.15 K – 320.65 K

Parameter NRTL					
<b>b<sub>12</sub></b>	4213.42	<b>b<sub>23</sub></b>	4696.0	<b>b<sub>13</sub></b>	-14.4
<b>b<sub>21</sub></b>	4518.6	<b>b<sub>32</sub></b>	-1570	<b>b<sub>31</sub></b>	3509.1

<b>x<sub>1</sub></b>	<b>x<sub>2</sub></b>	<b>x<sub>3</sub></b>	<b>T = 318.15 K</b>					<b>T = 320.65 K</b>					<b>P calc</b>	<b>AAD</b>
			<b>P exp</b>	<b>γ<sub>1</sub></b>	<b>γ<sub>2</sub></b>	<b>γ<sub>3</sub></b>	<b>P calc</b>	<b>AAD</b>	<b>P exp</b>	<b>γ<sub>1</sub></b>	<b>γ<sub>2</sub></b>	<b>γ<sub>3</sub></b>		
<i>( mol )</i>	<i>( mol )</i>	<i>( mol )</i>	<i>( kPa )</i>	<i>( kPa )</i>					<i>( kPa )</i>	<i>( kPa )</i>			<i>( kPa )</i>	
0.72	0.28	0.00	16.79	1.23	3.60	1.16	17.58	4.50%	18.69	1.23	3.58	1.16	19.61	4.69%
0.74	0.21	0.04	16.65	1.17	4.16	1.29	17.09	2.59%	18.55	1.16	4.12	1.29	19.06	2.68%
0.76	0.15	0.09	16.70	1.11	4.82	1.45	16.52	1.07%	18.51	1.11	4.78	1.45	18.41	0.54%
0.78	0.08	0.14	16.48	1.07	5.62	1.66	15.79	4.35%	18.28	1.07	5.58	1.66	17.57	4.05%
0.63	0.28	0.09	16.93	1.31	3.05	1.19	16.64	1.76%	17.87	1.31	3.04	1.19	18.55	3.68%
0.54	0.28	0.18	15.66	1.41	2.61	1.18	15.70	0.23%	17.43	1.41	2.60	1.18	17.50	0.42%
0.46	0.28	0.26	15.30	1.55	2.26	1.16	14.75	3.73%	16.80	1.55	2.25	1.16	16.45	2.14%

**H.5 Hasil Perhitungan Prediksi Sistem n-Heptana (1) + 1-Butanol (2) + DEC (3) dengan Parameter Biner model NRTL pada 323.15 K**

Parameter NRTL								
<b>b<sub>12</sub></b>	4213.42		<b>b<sub>23</sub></b>	4696.0		<b>b<sub>13</sub></b>	-14.4	
<b>b<sub>21</sub></b>	4518.6		<b>b<sub>32</sub></b>	-1570		<b>b<sub>31</sub></b>	3509.1	
T = 323.15 K								
<b>x<sub>1</sub></b>	<b>x<sub>2</sub></b>	<b>x<sub>3</sub></b>	<b>P exp</b>	<b>γ1</b>	<b>γ2</b>	<b>γ3</b>	<b>P calc</b>	<b>AAD</b>
( mol )	(mol)	(mol)	(kPa)	( kPa )				
0.72	0.28	0.00	20.70	1.22	3.55	1.17	21.83	5.20%
0.74	0.21	0.04	20.46	1.16	4.09	1.29	21.22	3.57%
0.76	0.15	0.09	20.42	1.11	4.75	1.45	20.48	0.27%
0.78	0.08	0.14	20.12	1.07	5.53	1.66	19.51	3.13%
0.63	0.28	0.09	19.66	1.31	3.02	1.19	20.65	4.80%
0.54	0.28	0.18	19.14	1.41	2.59	1.18	19.48	1.76%
0.46	0.28	0.26	18.51	1.54	2.24	1.16	18.31	1.09%

### I.1 Hasil Perhitungan Prediksi Sistem Isooktana (1) + 1-Butanol (2) + DEC (3) dengan Parameter Biner model UNIQUAC pada 303.15 K – 305.65 K

Parameter UNIQUAC					
$\Delta u_{12}$	824.235	$\Delta u_{23}$	1923	$\Delta u_{13}$	-224
$\Delta u_{21}$	850.496	$\Delta u_{32}$	-1027	$\Delta u_{31}$	936.2

$x_1$	$x_2$	$x_3$	T = 303.15 K						T = 305.65 K					
			P exp	$\gamma_1$	$\gamma_2$	$\gamma_3$	P calc	AAD	P exp	$\gamma_1$	$\gamma_2$	$\gamma_3$	P calc	AAD
( mol )	( mol )	( mol )	( kPa )	( kPa )						( kPa )				
0.72	0.28	0.00	8.57	1.19	4.48	1.20	8.72	1.74%	9.17	1.19	4.43	1.20	9.86	6.97%
0.74	0.21	0.04	8.59	1.14	5.00	1.36	8.51	0.92%	9.40	1.14	4.95	1.36	9.61	2.22%
0.76	0.15	0.09	8.54	1.10	5.58	1.54	8.27	3.26%	9.33	1.10	5.52	1.54	9.33	0.00%
0.78	0.08	0.14	8.57	1.06	6.22	1.74	7.98	7.39%	9.34	1.06	6.15	1.74	8.99	3.93%
0.63	0.28	0.09	8.36	1.29	3.66	1.19	8.31	0.64%	9.24	1.29	3.63	1.20	9.38	1.48%
0.54	0.28	0.18	8.21	1.42	3.04	1.18	7.89	3.99%	9.20	1.41	3.02	1.18	8.91	3.27%
0.46	0.28	0.26	7.77	1.58	2.56	1.15	7.46	4.12%	8.77	1.57	2.55	1.15	8.42	4.19%

## I.2 Hasil Perhitungan Prediksi Sistem Isooktana (1) + 1-Butanol (2) + DEC (3) dengan Parameter Biner model UNIQUAC pada 308.15 K – 310.65 K

Parameter UNIQUAC														
$\Delta u_{12}$	824.235	$\Delta u_{23}$	1923	$\Delta u_{13}$	-224									
$\Delta u_{21}$	850.496	$\Delta u_{32}$	-1027	$\Delta u_{31}$	936.2									
$x_1$	$x_2$	$x_3$	T = 308.15 K						T = 310.65 K					
			P exp	$\gamma_1$	$\gamma_2$	$\gamma_3$	P calc	AAD	P exp	$\gamma_1$	$\gamma_2$	$\gamma_3$	P calc	AAD
( mol )	( mol )	( mol )	( kPa )	( kPa )					( kPa )	( kPa )				
0.72	0.28	0.00	10.34	1.19	4.39	1.21	11.12	6.98%	11.81	1.18	4.34	1.21	12.51	5.59%
0.74	0.21	0.04	10.59	1.14	4.89	1.36	10.83	2.25%	11.81	1.14	4.84	1.36	12.18	3.07%
0.76	0.15	0.09	10.51	1.10	5.46	1.53	10.50	0.04%	11.90	1.10	5.40	1.53	11.80	0.87%
0.78	0.08	0.14	10.63	1.06	6.09	1.73	10.10	5.27%	11.91	1.06	6.02	1.73	11.32	5.19%
0.63	0.28	0.09	10.63	1.29	3.60	1.20	10.57	0.59%	11.92	1.28	3.57	1.20	11.88	0.31%
0.54	0.28	0.18	10.19	1.41	3.00	1.18	10.03	1.58%	11.38	1.40	2.98	1.18	11.27	0.95%
0.46	0.28	0.26	9.97	1.56	2.54	1.15	9.47	5.23%	11.16	1.56	2.52	1.15	10.64	4.85%

### I.3 Hasil Perhitungan Prediksi Sistem Isooktana (1) + 1-Butanol (2) + DEC (3) dengan Parameter Biner model UNIQUAC pada 313.15 K – 315.65 K

Parameter UNIQUAC														
$\Delta u_{12}$	824.235	$\Delta u_{23}$	1923	$\Delta u_{13}$	-224									
$\Delta u_{21}$	850.496	$\Delta u_{32}$	-1027	$\Delta u_{31}$	936.2									
$x_1$	$x_2$	$x_3$	T = 313.15 K						T = 315.65 K					
			P exp	$\gamma_1$	$\gamma_2$	$\gamma_3$	P calc	AAD	P exp	$\gamma_1$	$\gamma_2$	$\gamma_3$	P calc	AAD
( mol )	( mol )	( mol )	( kPa )						( kPa )					
0.72	0.28	0.00	13.47	1.18	4.30	1.21	14.05	4.12%	15.07	1.18	4.26	1.22	15.75	4.29%
0.74	0.21	0.04	13.23	1.14	4.79	1.36	13.67	3.25%	14.93	1.13	4.74	1.36	15.32	2.52%
0.76	0.15	0.09	13.31	1.10	5.34	1.53	13.23	0.64%	15.01	1.09	5.29	1.53	14.80	1.45%
0.78	0.08	0.14	13.32	1.06	5.96	1.72	12.67	5.14%	14.80	1.06	5.89	1.72	14.15	4.62%
0.63	0.28	0.09	13.00	1.28	3.54	1.20	13.34	2.51%	14.49	1.28	3.52	1.20	14.94	2.98%
0.54	0.28	0.18	12.68	1.40	2.96	1.18	12.64	0.28%	14.05	1.40	2.94	1.18	14.15	0.74%
0.46	0.28	0.26	12.35	1.55	2.51	1.15	11.93	3.48%	13.78	1.55	2.50	1.15	13.36	3.18%

#### I.4 Hasil Perhitungan Prediksi Sistem Isooktana (1) + 1-Butanol (2) + DEC (3) dengan Parameter Biner model UNIQUAC pada 318.15 K – 320.65 K

Parameter UNIQUAC															
$\Delta u_{12}$	824.235	$\Delta u_{23}$	1923	$\Delta u_{13}$	-224										
$\Delta u_{21}$	850.496	$\Delta u_{32}$	-1027	$\Delta u_{31}$	936.2										
$x_1$	$x_2$	$x_3$	T = 318.15 K						T = 320.65 K						
			P exp	$\gamma_1$	$\gamma_2$	$\gamma_3$	P calc	AAD	P exp	$\gamma_1$	$\gamma_2$	$\gamma_3$	P calc	AAD	
			( <i>mol</i> )	( <i>mol</i> )	( <i>mol</i> )	( <i>kPa</i> )	( <i>kPa</i> )			( <i>kPa</i> )	( <i>kPa</i> )				
0.72	0.28	0.00	16.79	1.18	5.22	1.22	17.61	4.68%	18.69	1.18	4.18	1.22	19.67	4.97%	
0.74	0.21	0.04	16.65	1.13	4.70	1.36	17.12	2.76%	18.55	1.13	4.65	1.36	19.10	2.90%	
0.76	0.15	0.09	16.70	1.09	5.23	1.53	16.52	1.08%	18.51	1.09	5.18	1.53	18.41	0.53%	
0.78	0.08	0.14	16.48	1.06	5.83	1.72	15.77	4.52%	18.28	1.06	5.77	1.71	17.54	4.23%	
0.63	0.28	0.09	16.93	1.28	3.49	1.21	16.70	1.40%	17.87	1.27	3.46	1.21	18.63	4.08%	
0.54	0.28	0.18	15.66	1.39	2.93	1.18	15.82	0.98%	17.43	1.39	2.91	1.18	17.64	1.18%	
0.46	0.28	0.26	15.30	1.54	2.49	1.15	14.92	2.56%	16.80	1.54	2.48	1.15	16.63	0.99%	

**I.5 Hasil Perhitungan Prediksi Sistem Isooktana (1) + 1-Butanol (2) + DEC (3) dengan Parameter Biner model UNIQUAC pada 323.15 K**

Parameter UNIQUAC								
$\Delta u_{12}$	824.235		$\Delta u_{23}$	1923		$\Delta u_{13}$	-224	
$\Delta u_{21}$	850.496		$\Delta u_{32}$	-1027		$\Delta u_{31}$	936.2	
$x_1$	$x_2$	$x_3$	T = 323.15 K					
			P exp	$\gamma_1$	$\gamma_2$	$\gamma_3$	P calc	AAD
( mol )	( mol )	( mol )	( kPa )				( kPa )	
0.72	0.28	0.00	20.70	1.18	4.14	1.23	21.92	5.56%
0.74	0.21	0.04	20.46	1.13	4.61	1.37	21.28	3.84%
0.76	0.15	0.09	20.42	1.09	5.13	1.52	20.48	0.30%
0.78	0.08	0.14	20.12	1.06	5.71	1.71	19.47	3.3.2%
0.63	0.28	0.09	19.66	1.27	3.44	1.21	20.75	5.25%
0.54	0.28	0.18	19.14	1.39	2.89	1.19	19.64	2.54%
0.46	0.28	0.26	18.51	1.53	2.47	1.15	18.52	0.03%

**J.1 Hasil Perhitungan Prediksi Sistem Isooktana (1) + 1-Butanol (2) + DEC (3) dengan model UNIFAC pada 303.15 - 310.65 K**

<b>x<sub>1</sub></b>	<b>x<sub>2</sub></b>	<b>x<sub>3</sub></b>	<b>T = 303.15 K</b>			<b>T = 305.65 K</b>			<b>T = 308.15K</b>			<b>T = 310.65 K</b>		
			<b>P exp</b>	<b>P calc</b>	<b>AAD</b>	<b>P exp</b>	<b>P calc</b>	<b>AAD</b>	<b>P exp</b>	<b>P calc</b>	<b>AAD</b>	<b>P exp</b>	<b>P calc</b>	<b>AAD</b>
<i>( mol )</i>	<i>(mol)</i>	<i>(mol)</i>	<i>(kPa)</i>	<i>(kPa)</i>		<i>(kPa)</i>	<i>(kPa)</i>		<i>(kPa)</i>	<i>(kPa)</i>		<i>(kPa)</i>	<i>(kPa)</i>	
0.72	0.28	0.00	8.57	8.52	0.61%	9.17	9.58	4.32%	10.34	10.76	3.92%	11.81	12.06	2.07%
0.74	0.21	0.04	8.59	8.47	1.45%	9.40	9.53	1.37%	10.59	10.70	1.07%	11.81	12.00	1.58%
0.76	0.15	0.09	8.54	8.44	1.24%	9.33	9.50	1.75%	10.51	10.67	1.51%	11.90	11.96	0.49%
0.78	0.08	0.14	8.57	8.41	1.89%	9.34	9.47	1.33%	10.63	10.63	0.00%	11.91	11.91	0.01%
0.63	0.28	0.09	8.36	8.32	0.51%	9.24	9.36	1.32%	10.63	10.52	1.06%	11.92	11.79	1.07%
0.54	0.28	0.18	8.21	8.10	1.41%	9.20	9.12	0.91%	10.19	10.25	0.54%	11.38	11.49	0.95%
0.46	0.28	0.26	7.77	7.84	0.90%	8.77	8.83	0.68%	9.97	9.92	0.46%	11.16	11.13	0.26%



**J.2 Hasil Perhitungan Prediksi Sistem Isooktana (1) + 1-Butanol (2) + DEC (3) dengan model UNIFAC pada 303.15 - 310.65 K**

<b>x<sub>1</sub></b>	<b>x<sub>2</sub></b>	<b>x<sub>3</sub></b>	<b>T = 313.15 K</b>			<b>T = 315.65 K</b>			<b>T = 318.15K</b>			<b>T = 320.65 K</b>		
			<b>P exp</b>	<b>P calc</b>	<b>AAD</b>	<b>P exp</b>	<b>P calc</b>	<b>AAD</b>	<b>P exp</b>	<b>P calc</b>	<b>AAD</b>	<b>P exp</b>	<b>P calc</b>	<b>AAD</b>
<i>( mol )</i>	<i>(mol)</i>	<i>(mol)</i>	<i>(kPa)</i>	<i>(kPa)</i>		<i>(kPa)</i>	<i>(kPa)</i>		<i>(kPa)</i>	<i>(kPa)</i>		<i>(kPa)</i>	<i>(kPa)</i>	
0.72	0.28	0.00	13.47	13.49	0.14%	15.07	15.06	0.07%	16.79	16.78	0.05%	18.69	18.67	0.12%
0.74	0.21	0.04	13.23	13.43	1.45%	14.93	14.99	0.41%	16.65	16.71	0.35%	18.55	18.59	0.21%
0.76	0.15	0.09	13.31	13.38	0.51%	15.01	14.94	0.49%	16.70	16.65	0.32%	18.51	18.52	0.03%
0.78	0.08	0.14	13.32	13.32	0.01%	14.80	14.86	0.43%	16.48	16.55	0.44%	18.28	18.40	0.66%
0.63	0.28	0.09	13.00	13.20	1.49%	14.49	14.74	1.68%	16.93	16.43	3.05%	17.87	18.28	2.25%
0.54	0.28	0.18	12.68	12.86	1.39%	14.05	14.36	2.19%	15.66	16.02	2.23%	17.43	17.83	2.22%
0.46	0.28	0.26	12.35	12.46	0.89%	13.78	13.92	1.01%	15.30	15.52	1.44%	16.80	17.28	2.77%

**J.3 Hasil Perhitungan Prediksi Sistem Isooktana (1) + 1-Butanol (2) + DEC (3) dengan model UNIFAC pada 323.15 K**

<b>x<sub>1</sub></b>	<b>x<sub>2</sub></b>	<b>x<sub>3</sub></b>	<b>T = 323.15 K</b>		
			<b>P exp</b>	<b>P calc</b>	<b>AAD</b>
<i>( mol )</i>	<i>(mol)</i>	<i>(mol)</i>	<i>(kPa)</i>	<i>( kPa )</i>	
0.72	0.28	0.00	20.70	20.73	0.14%
0.74	0.21	0.04	20.46	20.64	0.89%
0.76	0.15	0.09	20.42	20.56	0.67%
0.78	0.08	0.14	20.12	20.42	1.45%
0.63	0.28	0.09	19.66	20.31	3.18%
0.54	0.28	0.18	19.14	19.80	3.35%
0.46	0.28	0.26	18.51	19.20	3.58%

### K. Hasil Perhitungan *Uncertainty Error* Tekanan pada Komponen Murni n-Heptana

T (K)	P <sub>ambient</sub> (kPa)	P <sub>exp</sub>   (kPa)	<i>Absolute Uncertainty</i> (kPa)	<i>Relative Uncertainty</i>
303.15	-91.2	7.74	0.11	1.42%
305.65	-90.5	8.44	0.11	1.30%
308.15	-89.4	9.54	0.11	1.15%
310.65	-88.1	10.84	0.11	1.01%
313.15	-86.7	12.24	0.11	0.90%
315.65	-84.9	14.04	0.11	0.78%
318.15	-83.2	15.74	0.11	0.70%
320.65	-81.8	17.14	0.11	0.64%
323.15	-80	18.94	0.11	0.58%

### L. Hasil Perhitungan *Uncertainty Error* Tekanan pada Komponen Murni Isooktana

T (K)	P <sub>ambient</sub> (kPa)	P <sub>exp</sub>   (kPa)	<i>Absolute Uncertainty</i> (kPa)	<i>Relative Uncertainty</i>
303.15	-90.3	8.04	0.11	1.37%
305.65	-89.1	9.24	0.11	1.19%
308.15	-87.9	10.44	0.11	1.05%
310.65	-86.6	11.74	0.11	0.94%
313.15	-85.4	12.94	0.11	0.85%
315.65	-83.9	14.44	0.11	0.76%
318.15	-82.4	15.94	0.11	0.69%
320.65	-80.8	17.54	0.11	0.63%
323.15	-79	19.34	0.11	0.57%

**M. Hasil Perhitungan *Uncertainty Error* Tekanan pada Sistem n-Heptana (1) + 1-Butanol (2) + DEC (3)**

**Fraksi Massa X1=0.8. X2=0.2. X3=0**

T (K)	P <sub>ambient</sub> (kPa)	P <sub>exp</sub>   (kPa)	<i>Absolute Uncertainty</i> (kPa)	<i>Relative Uncertainty</i>
303.15	-90.4	8.05	0.11	1.37%
305.65	-89.8	8.65	0.11	1.27%
308.15	-88.5	9.92	0.11	1.11%
310.65	-87.1	11.29	0.11	0.97%
313.15	-85.6	12.77	0.11	0.86%
315.65	-84	14.35	0.11	0.77%
318.15	-82.3	16.04	0.11	0.69%
320.65	-80.5	17.82	0.11	0.62%
323.15	-78.5	19.81	0.11	0.56%

**Fraksi Massa X1=0.8. X2=0.15. X3=0.05**

T (K)	P <sub>ambient</sub> (kPa)	P <sub>exp</sub>   (kPa)	<i>Absolute Uncertainty</i> (kPa)	<i>Relative Uncertainty</i>
303.15	-90.3	8.16	0.11	1.35%
305.65	-89.1	8.85	0.11	1.24%
308.15	-87.9	10.04	0.11	1.10%
310.65	-86.6	11.46	0.11	0.96%
313.15	-85.4	12.86	0.11	0.86%
315.65	-83.9	14.37	0.11	0.77%
318.15	-82.4	16.09	0.11	0.68%
320.65	-80.8	18.00	0.11	0.61%
323.15	-79	19.83	0.11	0.55%

**Fraksi Massa X1=0.8. X2=0.1. X3=0.1**

T (K)	P <sub>ambient</sub> (kPa)	P <sub>exp</sub>   (kPa)	<i>Absolute Uncertainty</i> (kPa)	<i>Relative Uncertainty</i>
303.15	-90.6	8.15	0.11	1.35%
305.65	-90	8.75	0.11	1.26%
308.15	-88.7	10.04	0.11	1.10%
310.65	-87.3	11.44	0.11	0.96%
313.15	-85.9	12.85	0.11	0.86%
315.65	-84.3	14.45	0.11	0.76%
318.15	-82.7	16.05	0.11	0.69%
320.65	-80.9	17.87	0.11	0.62%
323.15	-79	19.79	0.11	0.56%

**Fraksi Massa X1=0.8. X2=0.05. X3=0.15**

T (K)	P <sub>ambient</sub> (kPa)	P <sub>exp</sub>   (kPa)	<i>Absolute Uncertainty</i> (kPa)	<i>Relative Uncertainty</i>
303.15	-91.1	7.78	0.11	1.41%
305.65	-89.9	8.97	0.11	1.23%
308.15	-88.7	10.12	0.11	1.09%
310.65	-87.4	11.42	0.11	0.96%
313.15	-86	12.8	0.11	0.86%
315.65	-84.6	14.19	0.11	0.78%
318.15	-83.1	15.75	0.11	0.70%
320.65	-81.4	17.5	0.11	0.63%
323.15	-79.6	19.32	0.11	0.57%



**Fraksi Massa X1=0.7. X2=0.2. X3=0.1**

T (K)	P <sub>ambient</sub> (kPa)	P <sub>exp</sub>   (kPa)	<i>Absolute Uncertainty</i> (kPa)	<i>Relative Uncertainty</i>
303.15	-90.8	7.84	0.11	1.40%
305.65	-89.8	8.84	0.11	1.24%
308.15	-88.6	9.82	0.11	1.12%
310.65	-87.3	11.11	0.11	0.99%
313.15	-86	12.38	0.11	0.89%
315.65	-84.5	13.89	0.11	0.79%
318.15	-82.9	15.49	0.11	0.71%
320.65	-81	17.36	0.11	0.63%
323.15	-79.1	19.23	0.11	0.57%

**Fraksi Massa X1=0.6. X2=0.2. X3=0.2**

T (K)	P <sub>ambient</sub> (kPa)	P <sub>exp</sub>   (kPa)	<i>Absolute Uncertainty</i> (kPa)	<i>Relative Uncertainty</i>
303.15	-90.8	7.63	0.11	1.44%
305.65	-90.2	8.24	0.11	1.33%
308.15	-88.6	9.72	0.11	1.13%
310.65	-87.5	10.8	0.11	1.02%
313.15	-86.2	12.1	0.11	0.91%
315.65	-84.8	13.51	0.11	0.81%
318.15	-83.3	15.03	0.11	0.73%
320.65	-81.5	16.84	0.11	0.65%
323.15	-79.7	18.67	0.11	0.59%

**Fraksi Massa X1=0.5. X2=0.2. X3=0.3**

T (K)	P <sub>ambient</sub> (kPa)	P <sub>exp</sub>   (kPa)	<i>Absolute Uncertainty</i> (kPa)	<i>Relative Uncertainty</i>
303.15	-91	7.79	0.11	1.41%
305.65	-90.2	8.59	0.11	1.28%
308.15	-89.4	9.37	0.11	1.17%
310.65	-88.2	10.56	0.11	1.04%
313.15	-86.9	11.85	0.11	0.93%
315.65	-85.4	13.33	0.11	0.83%
318.15	-83.9	14.85	0.11	0.74%
320.65	-82.2	16.55	0.11	0.66%
323.15	-80.7	18.07	0.11	0.61%

**N. Hasil Perhitungan *Uncertainty Error* Tekanan pada Sistem Isooktana (1) + 1-Butanol (2) + DEC (3)**

**Fraksi Massa X1=0.8. X2=0.2. X3=0**

T (K)	P <sub>ambient</sub> (kPa)	P <sub>exp</sub>   (kPa)	<i>Absolute Uncertainty</i> (kPa)	<i>Relative Uncertainty</i>
303.15	-90	8.57	0.11	1.28%
305.65	-89.4	9.17	0.11	1.20%
308.15	-88.2	10.34	0.11	1.06%
310.65	-86.7	11.81	0.11	0.93%
313.15	-85	13.47	0.11	0.82%
315.65	-83.4	15.07	0.11	0.73%
318.15	-81.7	16.79	0.11	0.66%
320.65	-79.8	18.69	0.11	0.59%
323.15	-77.8	20.70	0.11	0.53%

**Fraksi Massa X1=0.8. X2=0.15. X3=0.05**

T (K)	P <sub>ambient</sub> (kPa)	P <sub>exp</sub>   (kPa)	<i>Absolute Uncertainty</i> (kPa)	<i>Relative Uncertainty</i>
303.15	-90.2	8.59	0.11	1.28%
305.65	-89.4	9.4	0.11	1.17%
308.15	-88.2	10.59	0.11	1.04%
310.65	-87	11.81	0.11	0.93%
313.15	-85.6	13.23	0.11	0.83%
315.65	-83.9	14.93	0.11	0.74%
318.15	-82.2	16.65	0.11	0.66%
320.65	-80.3	18.55	0.11	0.59%
323.15	-78.4	20.46	0.11	0.54%

**Fraksi Massa X1=0.8. X2=0.1. X3=0.1**

T (K)	P <sub>ambient</sub> (kPa)	P <sub>exp</sub>   (kPa)	<i>Absolute Uncertainty</i> (kPa)	<i>Relative Uncertainty</i>
303.15	-90.4	8.54	0.11	0.92%
305.65	-89.6	9.33	0.11	0.82%
308.15	-88.4	10.507	0.11	0.74%
310.65	-87	11.9	0.11	0.66%
313.15	-85.6	13.31	0.11	0.59%
315.65	-83.9	15.01	0.11	0.54%
318.15	-82.2	16.7	0.11	0.66%
320.65	-80.4	18.51	0.11	0.59%
323.15	-78.5	20.42	0.11	0.54%

**Fraksi Massa X1=0.8. X2=0.05. X3=0.15**

T (K)	P <sub>ambient</sub> (kPa)	P <sub>exp</sub>   (kPa)	<i>Absolute Uncertainty</i> (kPa)	<i>Relative Uncertainty</i>
303.15	-90.7	8.57	0.11	0.92%
305.65	-89.9	9.34	0.11	0.83%
308.15	-88.6	10.63	0.11	0.74%
310.65	-87.3	11.91	0.11	0.66%
313.15	-85.9	13.32	0.11	0.60%
315.65	-84.4	14.8	0.11	0.54%
318.15	-82.7	16.48	0.11	0.67%
320.65	-80.9	18.28	0.11	0.60%
323.15	-79.1	20.12	0.11	0.55%

**Fraksi Massa X1=0.7. X2=0.2. X3=0.1**

T (K)	P <sub>ambient</sub> (kPa)	P <sub>exp</sub>   (kPa)	<i>Absolute Uncertainty</i> (kPa)	<i>Relative Uncertainty</i>
303.15	-90.2	8.36	0.11	1.32%
305.65	-89.3	9.24	0.11	1.19%
308.15	-87.9	10.63	0.11	1.03%
310.65	-86.6	11.92	0.11	0.92%
313.15	-85.5	13	0.11	0.85%
315.65	-84	14.49	0.11	0.76%
318.15	-81.5	16.93	0.11	0.65%
320.65	-80.5	17.87	0.11	0.62%
323.15	-78.7	19.66	0.11	0.56%



**Fraksi Massa X1=0.6. X2=0.2. X3=0.2**

T (K)	P <sub>ambient</sub> (kPa)	P <sub>exp</sub>   (kPa)	<i>Absolute Uncertainty</i> (kPa)	<i>Relative Uncertainty</i>
303.15	-90.6	8.21	0.11	1.34%
305.65	-89.6	9.2	0.11	1.20%
308.15	-88.5	10.19	0.11	1.08%
310.65	-87.3	11.38	0.11	0.97%
313.15	-86	12.68	0.11	0.87%
315.65	-84.6	14.05	0.11	0.78%
318.15	-83	15.66	0.11	0.70%
320.65	-81.2	17.43	0.11	0.63%
323.15	-79.5	19.14	0.11	0.57%

**Fraksi Massa X1=0.5. X2=0.2. X3=0.3**

T (K)	P <sub>ambient</sub> (kPa)	P <sub>exp</sub>   (kPa)	<i>Absolute Uncertainty</i> (kPa)	<i>Relative Uncertainty</i>
303.15	-91.1	7.77	0.11	1.42%
305.65	-90.1	8.77	0.11	1.25%
308.15	-89.4	9.97	0.11	1.10%
310.65	-88.2	11.16	0.11	0.99%
313.15	-87	12.35	0.11	0.89%
315.65	-85.6	13.78	0.11	0.80%
318.15	-84.1	15.3	0.11	0.72%
320.65	-82.6	16.8	0.11	0.65%
323.15	-80.9	18.51	0.11	0.59%

**O. Hasil Perhitungan *Uncertainty Error* Fraksi Mol Sistem n-Heptana (1) + 1-Butanol (2) + DEC (3)**

M <sub>1</sub>	M <sub>2</sub>	M <sub>3</sub>	n <sub>1</sub>	n <sub>2</sub>	n <sub>3</sub>	Fraksi Mol			<i>Absolute Uncertainty</i>			<i>Relative Uncertainty</i>		
(gr)	(gr)	(gr)	(mol)	(mol)	(mol)	x <sub>1</sub>	x <sub>2</sub>	x <sub>3</sub>	δx <sub>1</sub>	δx <sub>2</sub>	δx <sub>3</sub>	δx <sub>1</sub> /x <sub>1</sub>	δx <sub>2</sub> /x <sub>2</sub>	δx <sub>3</sub> /x <sub>3</sub>
84.7	21.2	0.0	0.84	0.28	0.00	0.74	0.25	0.00	1.6E-06	1.3E-06	7.5E-07	0.00022%	0.00052%	1.00013%
85.3	16.0	5.3	0.85	0.21	0.04	0.76	0.19	0.04	1.7E-06	1.3E-06	8.2E-07	0.00022%	0.00067%	0.00201%
86.0	10.7	10.7	0.85	0.14	0.09	0.78	0.13	0.08	1.7E-06	1.3E-06	8.9E-07	0.00023%	0.00098%	0.00107%
86.6	5.4	16.2	0.86	0.07	0.13	0.80	0.06	0.12	1.8E-06	1.3E-06	9.7E-07	0.00023%	0.00189%	0.00076%
76.5	21.9	10.9	0.76	0.29	0.09	0.66	0.25	0.08	1.5E-06	1.3E-06	8.4E-07	0.00023%	0.00050%	0.00105%
67.7	22.6	22.6	0.67	0.30	0.19	0.57	0.26	0.16	1.4E-06	1.3E-06	9.3E-07	0.00025%	0.00049%	0.00057%
58.3	23.3	35.0	0.58	0.31	0.29	0.48	0.26	0.24	1.3E-06	1.2E-06	1.0E-06	0.00027%	0.00047%	0.00041%

**P. Hasil Perhitungan *Uncertainty Error* Fraksi Mol Sistem n-Heptana (1) + 1-Butanol (2) + DEC (3)**

M <sub>1</sub>	M <sub>2</sub>	M <sub>3</sub>	n <sub>1</sub>	n <sub>2</sub>	n <sub>3</sub>	Fraksi Mol			<i>Absolute Uncertainty</i>			<i>Relative Uncertainty</i>		
						x <sub>1</sub>	x <sub>2</sub>	x <sub>3</sub>	δx <sub>1</sub>	δx <sub>2</sub>	δx <sub>3</sub>	δx <sub>1</sub> /x <sub>1</sub>	δx <sub>2</sub> /x <sub>2</sub>	δx <sub>3</sub> /x <sub>3</sub>
85.5	21.4	0.0	0.74	0.28	0.00	0.72	0.27	0.00	1.76E-06	1.40E-06	8.16E-07	0.00024%	0.00050%	1.00013%
86.2	16.2	5.4	0.75	0.21	0.04	0.74	0.21	0.04	1.82E-06	1.40E-06	8.92E-07	0.00025%	0.00066%	0.00199%
86.8	10.9	10.9	0.76	0.14	0.09	0.76	0.14	0.09	1.88E-06	1.40E-06	9.74E-07	0.00025%	0.00096%	0.00106%
87.5	5.5	16.4	0.76	0.07	0.13	0.78	0.07	0.14	1.95E-06	1.40E-06	1.06E-06	0.00025%	0.00187%	0.00075%
77.1	22.0	11.0	0.67	0.29	0.09	0.63	0.27	0.08	1.60E-06	1.36E-06	9.07E-07	0.00025%	0.00049%	0.00104%
68.2	22.7	22.7	0.59	0.30	0.19	0.54	0.27	0.17	1.45E-06	1.32E-06	9.92E-07	0.00027%	0.00047%	0.00057%
58.7	23.5	35.2	0.51	0.31	0.29	0.45	0.28	0.26	1.30E-06	1.28E-06	1.07E-06	0.00029%	0.00046%	0.00041%

*(Halaman ini sengaja dikosongkan)*

# **PERBAIKAN BERDASARKAN UJIAN SKRIPSI**

**16 JULI 2018**

Penguji 1: Prof. Dr. Ir. Kuswandi, DEA

1. Pengaruh penambahan DEC di sistem terner seharusnya menyebabkan tekanan uap campuran turun, namun pada penelitian ini naik, mengapa?

Jawab: Apabila dilihat pada tabel 4.9 di hal. 55, hasil perhitungan koefisien aktifitas untuk sistem n-heptana + 1-butanol + DEC dengan persamaan Wilson, NRTL, dan UNIQUAC menunjukkan bahwa koefisien aktifitas 1-butanol merupakan yang terbesar dibandingkan dengan komponen lain. Hal ini menunjukkan bahwa 1-butanol memiliki pengaruh terbesar terhadap nilai tekanan uap campuran mengingat bahwa tekanan uap 1-butanol merupakan yang terkecil dibandingkan komponen lain dalam sistem.

2. Gambar 2.1 dan 2.2 seharusnya dalam tabel bukan gambar.

Jawab: Telah disesuaikan pada hal. 23, tabel 2.5 dan tabel 2.6.

3. Konsistensi penulisan daftar pustaka.

Jawab: Telah disesuaikan pada daftar pustaka hal. 90.

Penguji 2: Annas Wiguno, ST.,MT

1. Penulisan perlu diperbaiki/redaksional.

Jawab: Salah ketik di bagian cover sudah dibenarkan.

2. Perbaiki rumus AAD!

Jawab: Rumus AAD yang digunakan sudah dibenarkan menjadi  $AAD = \frac{1}{n} \sum_{i=1}^n \left| \frac{P_{exp} - P_{lit}}{P_{exp}} \times 100\% \right|$ , sesuai dengan literatur jurnal yang digunakan yaitu Anugraha et. al 2017.

3. Cek applicable ROG

Jawab: Rumus ROG yang digunakan pada perhitungan berdasarkan literatur Sierra Research yang ditulis oleh Lyons dan Delaney Report Number SR00-01-01 yang berjudul Potential Evaporative Emission Impacts Associated with the Introduction of Ethanol-Gasoline Blends in California, applicable untuk digunakan pada penelitian ini, karena data yang digunakan pada data tersebut berada di daerah South Coas California yang cocok dengan iklim Indonesia.

4.  $y$  = fraksi mol atau fraksi massa?

Jawab:  $y$  kecil merupakan fraksi mol, sebelumnya pada tabel 4.6 dan seterusnya menggunakan  $X$  fraksi massa, namun agar selaras tabel 4.6 dan seterusnya  $X$  fraksi massa sudah diganti menjadi  $x$  fraksi mol.

## BIODATA PENULIS



Claudya Putri Delliawan lahir pada tanggal 30 Desember 1996 di Kota Jakarta, merupakan anak ke-1 dari 3 bersaudara. Penulis menempuh pendidikan formal di SDN Slipi 11 Pagi Jakarta, kemudian menempuh pendidikan menengahnya di SMP Negeri 111 Jakarta dan SMA Negeri 78 Jakarta. Pada tahun 2014, penulis melanjutkan pendidikan di Institut Teknologi Sepuluh Nopember (ITS), Fakultas Teknologi Industri, Departemen Teknik Kimia, sampai dengan terselesaikannya buku ini. Banyak pengalaman yang penulis peroleh semasa kuliah, diantaranya terpilih menjadi salah satu dari 150 peserta XL Future Leaders Batch 5 di seluruh Indonesia yaitu program *mini MBA* yang diselenggarakan oleh pihak XL Axiata pada 2016 hingga 2018. Pada tahun 2017, penulis mendapatkan kesempatan untuk Pertukaran Pelajar selama 1 semester di Departemen Teknik Kimia, King Mongkut's of Technology Thonburi (KMUTT), Thailand. Selain itu, penulis tergabung dalam Kepanitiaan CHERNIVAL, organisasi BEM ITS, dan American Institute of Chemical Engineers (AIChE) ITS SC.

Penulis menjalani *internship* di PT Pertamina (Persero) RU IV Cilacap, Jawa Tengah. Pada akhir studinya, penulis memilih Laboratorium Termodinamika Teknik Kimia untuk pengerjaan tugas akhir. Penulis menyelesaikan tugas Pra-Desain Pabrik Sintesa Dimetil Karbonat dari  $\text{CO}_2$  dan Methanol melalui Proses *Direct Synthesis* dan skripsi yang berjudul Pengukuran Keseimbangan Uap-Cair Sistem Terner Isothermal n-Heptana + 1-Butanol + Dietil Karbonat dan Isooktana + 1-Butanol + Dietil Karbonat pada 303.15-323.15 K dibawah bimbingan Prof. Dr. Ir. Gede Wibawa, M.Eng dan Rizky Tetrisyanda, S.T., M.T. Apabila ada kritik dan saran tentang penelitian ini, pembaca dapat menghubungi penulis via email: [claudyapd@gmail.com](mailto:claudyapd@gmail.com)



*(Halaman ini sengaja dikosongkan)*

## BIODATA PENULIS



Pradhana Hadyan Wiweko lahir pada tanggal 7 Desember 1996 di Jakarta, merupakan anak ke-2 dari 2 bersaudara. Penulis menempuh pendidikan formal di SD Swasta Tunas Jakasampurna, kemudian dilanjutkan di SDN 02 Pagi Cipinang Cempedak, menempuh pendidikan menengahnya di SMP Negeri 115 Jakarta Selatan dan SMA Negeri 81 Jakarta Timur. Pada tahun 2014, penulis melanjutkan pendidikan tingginya di Institut Teknologi Sepuluh Nopember (ITS), Fakultas Teknologi Industri, Departemen Teknik Kimia, sampai dengan terselesaikannya buku ini. Banyak pengalaman yang penulis peroleh semasa kuliah, diantaranya mengikuti Organisasi Badan Koordinasi Kegiatan Teknik Kimia (BKKMTKI) sebagai staff riset dan teknologi, tergabung dalam kepanitiaan untuk event CHERNIVAL, dan menjadi koordinator konsumsi untuk event internasional Petroleum Integrated Days (PETROLIDA). Penulis menjalani *internship* di PT. Pertamina RU IV Cilacap, Jawa Tengah. Pada akhir studinya, penulis memilih Laboratorium Termodinamika Teknik Kimia untuk pengerjaan tugas akhir. Penulis menyelesaikan tugas Pra-Desain Pabrik Sintesa Dimetil Karbonat dari  $\text{CO}_2$  dan Methanol melalui Proses *Direct Synhtesis* dan skripsi yang berjudul Pengukuran Kesetimbangan Uap-Cair Sistem Ternern Isothermal n-Heptana + 1-Butanol + Dietil Karbonat dan Isooktana + 1-Butanol + Dietil Karbonat pada 303.15-323.15 K dibawah bimbingan Prof. Dr. Ir. Gede Wibawa, M.Eng dan Rizky Tetrisyanda, S.T., M.T. Apabila ada kritik dan saran tentang penelitian ini, pembaca dapat menghubungi penulis via email: [pradhanahadyan@gmail.com](mailto:pradhanahadyan@gmail.com)

*(Halaman ini sengaja dikosongkan)*